



TITLE:

汚泥処理システムの最適設計に関する研究(Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

酒井, 伸一

CITATION:

酒井, 伸一. 汚泥処理システムの最適設計に関する研究. 京都大学, 1989, 工学博士

ISSUE DATE:

1989-03-23

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r6836>

RIGHT:

新 制
工
768
京大附図

汚泥処理システムの最適設計に関する研究

1989年1月

酒 井 伸 一

汚泥処理システムの最適設計に関する研究

Optimal Design of Sludge Treatment System
with Energy & Resource Recovery

酒 井 伸 一

目 次

第1章 序 論

参考文献

第2章 汚泥処理システムの最適設計について

- 2.1 はじめに
- 2.2 汚泥処理システムの最適化に関する研究レビュー
- 2.3 汚泥処理システム設計の基本フローと最適化手法
 - (1) 汚泥処理システム設計の基本フロー
 - (2) 非線形計画法
- 2.4 おわりに

参考文献

第3章 エネルギー回収型汚泥処理システムの設計（Ⅰ）

ー下水汚泥の乾燥焼却システムに関する検討

- 3.1 はじめに
- 3.2 汚泥処理システムのエネルギー収支モデル
 - (1) エネルギー収支モデルの概要
 - (2) 乾燥プロセス
 - (3) 焼却プロセス
 - (4) 廃熱回収プロセス
 - (5) 排ガス処理プロセス
- 3.3 乾燥焼却システムのエネルギー収支
 - (1) エネルギー収支量の定義と計算アルゴリズム
 - (2) 神戸市東部汚泥処理センターの実態調査とモデルの検証
 - (3) 乾燥プロセスにおける最適含水率の検討
 - (4) 汚泥性状とエネルギー収支
- 3.4 乾燥焼却システムの経済性解析
 - (1) 汚泥処理システムの経済性評価方法
 - (2) 神戸市東部汚泥処理センターの概念設計と経済性評価
- 3.5 おわりに

参考文献

第4章 エネルギー回収型汚泥処理システムの設計（Ⅱ）

ー下水汚泥の嫌気性消化システムに関する検討

- 4.1 はじめに
- 4.2 嫌気性消化システムの単位プロセスモデル
 - (1) 汚泥処理システムエネルギー収支モデルの概要

- (2) 嫌気性消化プロセス
- (3) 消化ガス熱利用プロセス
- (4) 脱水プロセス
- (5) 乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収各プロセス
- (6) 電力消費関数とモデルパラメータ
- (7) エネルギー収支計算アルゴリズムとシミュレーション
- 4.3 嫌気性消化システムのエネルギー最適設計
 - (1) 最適設計問題の定式化
 - (2) 最適化手法とその適用
 - (3) 最適設計結果
 - (4) 嫌気性消化の有無によるエネルギー収支の得失とトレードオフ
- 4.4 おわりに
- 参考文献

第5章 資源回収型汚泥処理システムの設計

下水汚泥の溶融処理システムに関する検討

- 5.1 はじめに
- 5.2 下水汚泥溶融システムのパイロットプラント研究
 - (1) パイロットプラントフローおよび実験方法
 - (2) 実証実験結果とシステム排出物性状
 - (3) 溶融システムのエネルギー収支
 - (4) 溶融スラグの再利用について
- 5.3 下水汚泥溶融システムの経済性解析
 - (1) 汚泥処理返流水を考慮した固形物収支について
 - (2) 概念設計の前提条件とシステム代替案
 - (3) 汚泥処理システムのエネルギーフローに関する検討
 - (4) 溶融システムの経済性評価
- 5.4 おわりに
- 参考文献

第6章 結論および今後の課題

謝 辞

- 付録 A.1 乾燥焼却システムエネルギー収支計算プログラムリスト
- A.2 最適設計問題制約式一覧
- A.3 汚泥処理システム概念設計システムフロー

第1章 序 論

本研究は水処理系より発生し、産業廃棄物としての処理処分が要求される下水汚泥を対象とした設計に関するシステム工学的研究である。まず、汚泥処理システム研究が必要とされる背景を汚泥発生と処理システムの現状、エネルギー・資源リサイクルの視点から整理する。

水系環境保全と社会資本整備を目的として下水道整備がはかられていることは周知のとおりである。とくに我が国では都市の過密化、環境保全意識の高揚を背景に、より一層の生活環境施設充実がはかられようとしている。下水道整備の進捗に従い処理下水水量が増大し、それに応じて我が国の下水汚泥発生量が増加していることは図 1.1 から明らかである。1985 年度で下水処理量は約 80 億 m^3/y 、汚泥発生量は約 2 億 m^3/y となり、10 年前に比べて汚泥発生量でほぼ倍増していることが分かる。なお、図 1.1 で示した汚泥発生量は最初沈殿池および最終沈殿池の引抜き汚泥総量であり、推計汚泥濃度は 0.5% であることに注意を要する。一方 1985 年度末の下水道普及率は総人口に対して約 36% である。建設省の策定した第 6 次下水道整備五箇年計画（1985～1990 年）では 1990 年で処理人口普及率を 46%、2000 年ではおおむね 7 割を長期的目標としており¹⁾、今後ますますの汚泥発生量増加が予想される。

さて、この下水汚泥処理処分システムは図 1.2 のようなシステムフローで構成されるのが一般的である。すなわち、濃縮、消化、脱水、乾燥、焼却などの単位プロセスを中心として、汚泥処理の目的とするところの減量減容化ならびに安定化をはかっていくものである²⁾。汚泥処理処分システムの現状として、まず図 1.3 に過去の下水道統計より整理した汚泥処分形態別の処分汚泥量を示す。汚泥処分量は全体で大きな変化はなく約 250 万 m^3/y （1985）であることがわかる。図 1.1 で示した水処理系より発生する汚泥総量約 2 億 m^3/y （1985）が図 1.2 の汚泥処理システムにより処理され、最終処分量として約 1/80 に減容化されたことになる。その処分形態は脱水ケーキ形態が大きな割合を占めるが、これはあくまで処分量としての比較であるため、処理システムの現状を把握するためには汚泥発生固形物ベースでの比較が必要となる。固形物ベースの汚泥処理方式の現状として現在最も正確であると考えられるのは石川の報告³⁾であり、これを表 1.1 に示す。発生汚泥固形物量の総量は約 100 万 ton/y （1981 年推計）であり、焼却工程を経るものが約 44%、嫌気性消化工程を経るものが約 46% である。表 1.1 と下水道統計より発生固形物量ベースの最終処分実態を推計したのが表 1.2 で、Webber ら⁴⁾による諸外国データとの対比も含めて示した。我が国の場合、焼却 44% の他、脱水ケーキ形態を中心とした埋立処分が 38%、コンポスト、脱水ケーキ形態による農地利用が 10% となっている。これを諸外国と比較すれば、1) 人口、下水道普及率により発生汚泥量は大きく異なる、2) フランス、カナダ、アメリカ等欧米先進国、および日本の焼却比率が高い、3) 農地還元利用は欧米諸国において高い比率を占める、などが指摘できよう。

さて、このような下水汚泥処理の現状の下で汚泥処理システムの計画、設計を取り巻く種々の問題を考えるとき、まず大きな問題として挙げられるのは汚泥処理がトータルシステムとして設計されることが少ないことである。これには種々の理由が考えられるが、1つの理由としては従来は水処理システムの充実に力が注がれ、汚泥処理システムが水処理システムの単なるサブシステムとして付随的に設計されてきたことが挙げられる。殊に現在の下水道システムの完成に至る期間は長期間におよび、所定の水処理能力に達し量的にも質的にも安定した汚泥発生をみるまで

+

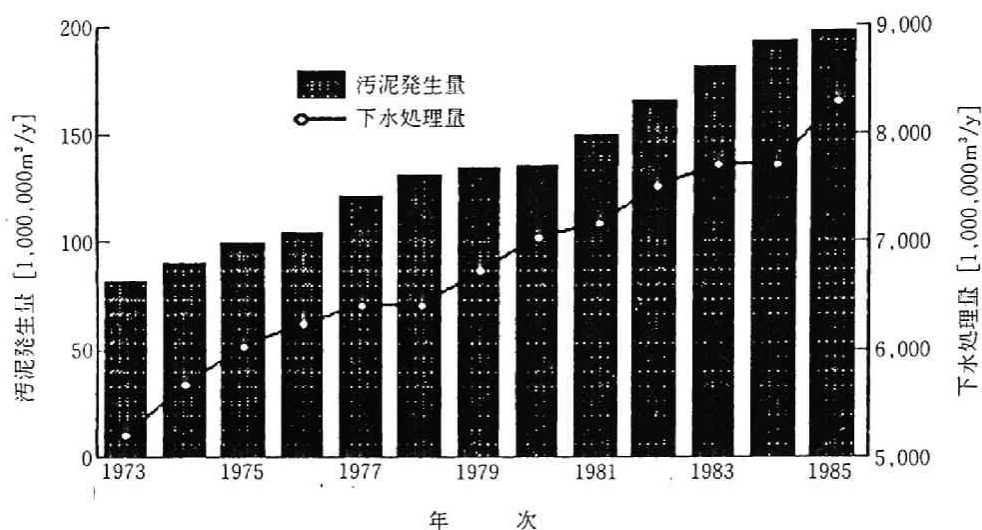


図 1.1 下水汚泥発生量の推移 (1973～1985)

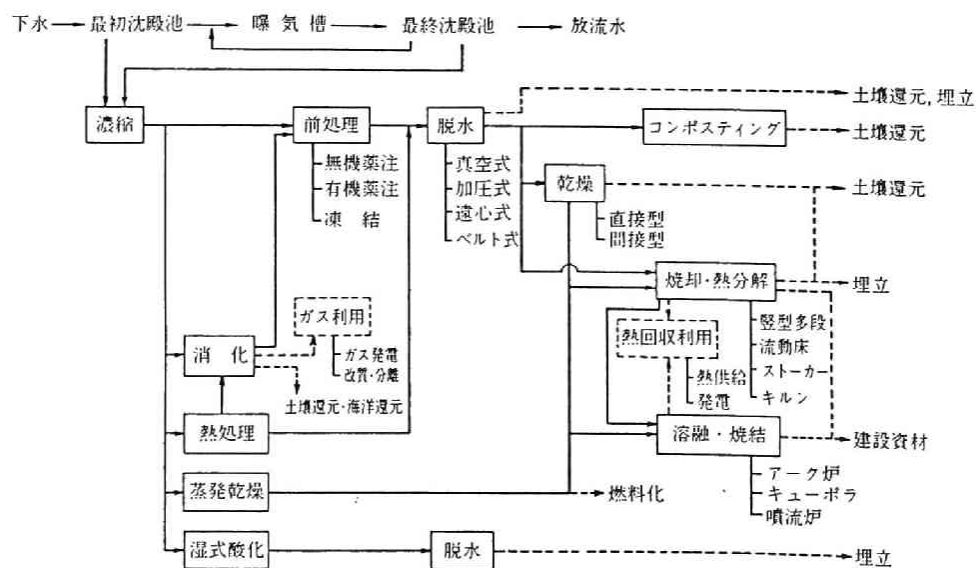


図 1.2 基本的な下水汚泥の処理・処分システムフロー

+

+

表 1.1 汚泥処理方式の現状³⁾ (昭和56年度版下水道統計より集計, 調整)

汚泥の最終 処分形態	汚 泥 処 理 シ ス テ ム ¹⁾	採 用 処 理 場 数		処 理 量 ⁵⁾	
		左記システム を採用	左記システム で最終処分	×1,000t/年	%
液 状 汚 泥	引抜きのまま	33 (32) ³⁾	0	0.00	0.00
	濃 縮	23 (16)	9	2.74	0.27
	濃縮-嫌気性消化	4 (2)	2	1.05	0.10
	濃縮-好気性消化 ²⁾	10 (8)	2	3.14	0.31
小 計		70 (58)	13 (2.4) ⁶⁾	6.93	0.68
脱 水 汚 泥	濃縮-脱水	146 (8)	142	183.57	17.97
	濃縮-嫌気性消化-脱水	169 (2)	186	305.17	29.88
	濃縮-好気性消化-脱水	18 (2)	18	1.86	0.18
	濃縮-湿式酸化-脱水	1 (0)	1	9.57	0.91
	濃縮-熱処理-脱水	9 (0)	9	13.16	1.29
小 計		343 (12)	356 (65.3)	513.33	50.26
乾 燥 汚 泥	濃縮-乾燥	7 (0)	8	0.21	0.02
	濃縮-嫌気性消化-乾燥	5 (0)	5	0.18	0.02
	濃縮-好気性消化-乾燥	0 (0)	0	0.00	0.00
	濃縮-脱水-乾燥	5 (0)	6	3.05	0.30
	濃縮-嫌気性消化-脱水-乾燥	9 (0)	10	21.86	2.14
小 計		26 (0)	29 (5.3)	25.30	2.48
コ ン ポ ス ト 汚 泥	濃縮-脱水-コンポスト	1 (0)	1	14.92	1.46
	濃縮-嫌気性消化-脱水-コンポスト	5 (0)	7	16.07	1.57
小 計		6 (0)	8 (1.5)	30.99	3.03
焼 却 灰	濃縮-脱水-焼却	60 (0)	92	311.12	30.46
	濃縮-嫌気性消化-脱水-焼却	20 (0)	38	122.30	11.98
	濃縮-好気性消化-脱水-焼却	0 (0)	4	0.59	0.06
	濃縮-熱処理-脱水-焼却	5 (0)	5	10.76	1.05
小 計		85 (0)	139 (25.5)	444.85	43.55
計		530 (70)	545 (100)	1,021.40	100
委 託 及 び 不 明		8	8		
合 計		538 (33) ⁴⁾	553 (48) ⁴⁾	1,021.40	100

(1) 濃縮を省略している場合も濃縮ありとカウントした。

(2) 好気性消化-濃縮も含む。

(3) ()内は当該処理場で一部処理後、他処理場へ移送している処理場数。

(4) ひとつの処理場で2つの汚泥処理システムを有している処理場が採用処理場で33、最終処分48処理場ある。

(5) 濃縮汚泥ベースの固形物換算量

(6) %

+

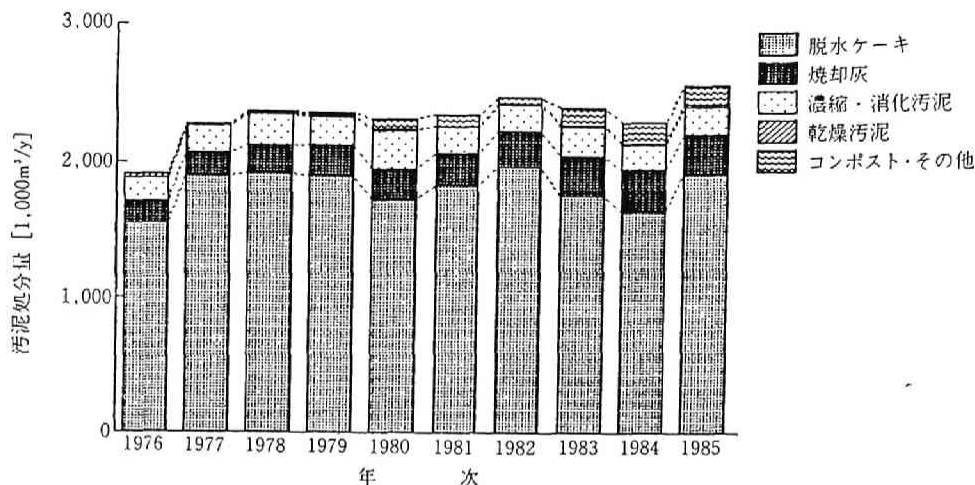


図 1.3 汚泥処分形態別処分汚泥量 (1976～1985)

表 1.2 欧米および日本の汚泥発生量と処分の実態 (Webber⁴⁾ら、石川³⁾の報告、日本下水道統計⁵⁾より作成)

国 名	人 口 10 万人	人口普及率 % (year)	汚 泥 処 理 量 10 ³ ton - ds / y	処 分 方 法 率				
				農地利用など	陸上・前面埋立	焼 却	海洋投棄	特定できず
アイルランド	3.4	50 (1961)	21	5	57	—	38	—
西ドイツ(FRG)	61.7	91 (1983)	1,690	32	56	10	2	—
フ ラ ノ ハ	53.6	65 (1975)	510	24	45	31	—	—
ベ ル ギ ー	9.9	—	57	—	100	—	—	—
英 国 (UK)	55.9	97 (1976)	1,210	45	15	4	31	6
イ タ リ ア	56.7	—	800	30	50	20	—	—
オ ラ ン ダ	13.9	90 (1969)	258	58	27	1	9	5
ルクセンブルグ	0.4	78 (1960)	11	90	10	—	—	—
ギ リ シ ャ	9.5	—	3	—	100	—	—	—
デン マーク	5.1	—	156	32	27	41	—	—
ノ ル ウ ェ ー	4.1	67 (1964)	70	40	40	—	5-10	10-15
フィンランド	4.8	69 (1980)	130	41	37	—	—	22
スウェーデン	8.3	86 (1980)	250	60	30	—	—	10
ス イ ス	6.4	85 (1981)	170	71	—	29	—	—
ス ペ イ ン	37.0	—	45	60	20	—	20	—
オーストリア	7.5	53 (1973)	150	47	—	20	—	33
カ ナ ダ	24.0	40 (1971)	287	42	18	40	—	—
米 国 (USA)	220	72 (1979)	7,000	42	15	27	4	12
日 本	119	33 (1983)	1,000	10	38	44	5	3

は汚泥処理システムも暫定的に分割建設、運用せざるを得ないという側面も大きく影響してきたものと考えられる。また一方では汚泥処理に求められる機能も社会情勢、エネルギー情勢の変化を背景に急速に変化し、エネルギー効率化、再資源化などをめざしたプロセス開発が盛んに行われてきた。このことも汚泥処理をトータルシステムとして設計することを遅らせた原因の1つであろう。そこで本研究ではまず汚泥処理システムの最適設計について、その考え方を整理する。環境保全システムとしての汚泥処理システムの特徴を前提としたシステム設計の基本フローを基本計画、概念設計、基本設計の各設計フェイズにわけて整理し、これと最適化手法の関係を位置付ける。そのうえで汚泥処理システムのエネルギー効率化に対して、システム工学的にアプローチすることを目的とする。とくに汚泥処理系内でのエネルギー有効利用システムとして、乾燥焼却システム、さらに嫌気性消化によるメタン回収を組合せたシステムをとりあげ、これらのシステム設計に取り組むこととする。

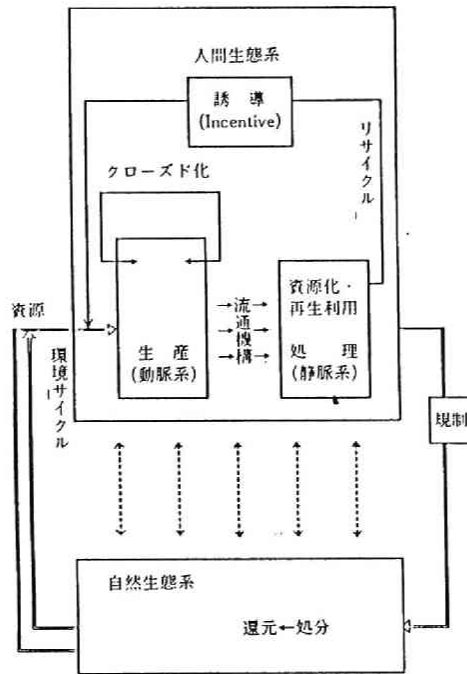


図 1.4 流れ系として捉えた社会システム⁷⁾

つぎに資源・エネルギーの視点から汚泥処理システムを考える。平岡⁶⁾は資源利用、生産、消費の過程を社会動脈システム、廃棄物を再資源化、処理、処分する過程を社会静脈システムとして、両者がバランスすることが社会の健全な姿であるとし、とくに都市静脈系の確立を強調している。この考え方を図 1.4 のように示し、(A) 生産工程のクローズド化、(B) 水・廃棄物を含めたエネルギー・物質としてのリサイクリング、(C) 人間生態系と自然生態系をバランスさせる環境サイクルという 3 つのサイクルが確立されることが必要であるとしている。この考え方はエネルギー・資源利用と廃棄物発生の実状の構造転換に向けての一つの枠組みの提示である。そこで下水汚泥の有する資源的価値を考えれば、従来より多くの研究が行われている汚泥農地還元、汚泥中の無機物組成を利用する建築土木材料利用などが具体的方策として挙げられよう。とくに後者の土木材料利用は下水道事業が建設行政を中心として実施されることから、最終処分地に制約がある場合の積極的資源利用策として興味ある代替案となる。そこで本研究では資源回収型汚泥処理システムとしての溶融スラグ化システムの検討を第 2 の目的とする。これは静脈システムの考え方の枠組みからすれば廃棄物の資源的リサイクリングの一つに該当する。また先に述べた乾燥・焼却・熱回収、メタンガスエネルギー利用の各システムは汚泥のエネルギー価値がエネルギー生産型になれば (B) のエネルギーリサイクリングとなるが、一般的には汚泥処理は水処理を含めてエネルギー消費型であるため、静脈系のエネルギー回収利用ということで広義の意味から (A) 生産工程のクローズド化に相当する。

以上、本研究の目的を要約すれば、エネルギー・資源回収型の下水汚泥処理システムの重要性を所与として、汚泥処理システム設計におけるエネルギー回収利用、再資源化利用に対する技術的、システム工学的展開をはかることを目的とするものである。

つぎに、本論文の構成と概略について述べる。第2章では環境保全システムとしての汚泥処理システムの特徴とシステムズアプローチの必要性について整理する。汚泥処理システム設計の基本フローを3フェイズにわけ、基本計画フェイズ、概念設計フェイズ、基本設計フェイズとし、それぞれの設計主体を明確にする。そのうえで汚泥処理システム設計に有効な最適化手法を設計フェイズとの関連を含めて整理することとする。また本研究で用いた非線形計画法の考え方についても述べる。

第3章ではエネルギー回収型汚泥処理システムとして下水汚泥の乾燥焼却システムを取り上げる。まず下水汚泥の乾燥-焼却-熱回収システムのエネルギー収支に関する定常モデルを定式化し、システム全体のエネルギー収支を焼却炉の自燃条件と系全体のスチーム収支から計算するアルゴリズムを作成する。このモデルとアルゴリズムによる計算結果を筆者が計画、設計に携わってきた乾燥焼却システム実プラント（神戸市東部汚泥処理センター）の稼働運転データを比較する。その上で、乾燥と焼却廃熱利用をリンクすることによるエネルギー効率化の視点からシステム設計について論じる。その際直接焼却の自燃に対して、乾燥焼却システムのシステム自燃の考え方、乾燥焼却システムのエネルギー的成立条件について検討する。さらに乾燥焼却システムに関する今一つの視点としてエネルギー効率化によるエネルギーコスト低減と乾燥機付加にともなう初期投資コスト増加の両側面を考える。これについては1983年に実施した神戸市東部汚泥処理センターの概念設計結果をもとに乾燥焼却システムの経済性評価を行う。

第4章では汚泥処理系に嫌気性消化プロセスを加え、大きなエネルギーループとして嫌気性消化を核とするバイオエネルギー生産系と焼却を核とする焼却廃熱利用系よりなる汚泥処理システムの設計について検討する。エネルギーリサイクルを有する汚泥処理システムにおけるエネルギー効率化に関する諸策の検討やエネルギー最適設計を可能とするよう汚泥処理システムの定常モデル化を行い、非線形計画手法を用いて汚泥処理システムのエネルギー最適化に関して検討するものである。汚泥処理システムの大規模性、エネルギーリサイクルの存在から最適設計の必要性について論じる。また最適設計結果より嫌気性消化プロセスの有無によるエネルギー収支上の得失について検討を加えることとする。

第5章では下水汚泥の溶融システムについて、パイロットプラントを用いた実証実験、溶融スラグの土木建築材料利用試験を中心に述べる。これは1982年度より大阪府下水道技術改善対策研究会の研究課題として行われた実証研究に筆者が参加する機会を得て、その取りまとめを行った内容を中心としている。さらに実証実験結果をもとに種々の汚泥処理システムについて共通の前提条件のもとで概念設計を行ない、システムのエネルギーフローに関する検討や溶融処理コストに対する影響因子などに関する検討を行う。溶融システムの経済性評価を行うための概念設計に際して、汚泥処理返流水を考慮した固形物収支モデルにより固形物循環を考慮に入れた容量設計を行うこととし、概念設計結果から溶融システムをエネルギー・経済性の枠組みから論ずる。

第1章 参考文献

- 1) 建設省都市局下水道部下水道企画課：第6次下水道整備五箇年計画，下水道協会誌，Vol.24，No.272，pp.114-118（1987）
- 2) 平岡正勝，酒井伸一：下水汚泥の処理と利用，産業公害，Vol.19，No.6，pp.505-513（1983）
- 3) 石川忠男：汚泥処理・処分の現状と課題，下水道協会誌，Vol.21，No.243，pp.2-10（1984）
- 4) Webber, M.D., Duvoort-Van Engers, L.E. : Future developments in sludge disposal strategies, Factors Influencing Sludge Util. Pract. Eur., pp.103-114（1986）

+

- 5) 日本下水道協会：下水道統計，昭和 60 年度版（1987）
- 6) 平岡正勝：廃棄物処理，新体系土木工学 91，技報堂（1979）
- 7) 平岡正勝：廃棄物エネルギーの利用－社会を仕組みを 3 つのサイクルに，資源テクノロジー，Vol .37, No .221, pp .74-81（1985）

+

第2章 汚泥処理システムの最適設計について

2.1 はじめに

社会を構成する多くのプロセスはこの数十年間の技術進歩、社会情勢の変化を背景に大きく変化して来た。とくに我が国においては過去の二度にわたる石油危機により省エネルギー化が、昭和40年代に表面化した環境破壊により環境保全を前提にしたプロセス化が各方面の努力により大きな成果を挙げてきているといえる。これは廃棄物処理や下水処理といった環境保全システムにおいても同様で、従来の処理性を追求するレベルから一層の環境保全性、省エネルギー性、経済性まで追求する段階に入ってきているといえよう。これは環境保全システムを評価する価値基準が、より多様化してきていることを示すものである。また環境システムの最大の特徴としては対象領域が空間的にも、時間的にも大きく、かつ相互関係が複雑で非線形性を持つ場合が多いことが挙げられる。さらに不確定性や多重フィードバック構造を持つことも特徴である。一方、環境システムを構成するユニットプロセスは技術開発の進展により選択枝が非常に拡大している。そのため複数代替案の評価や選定問題が現実の問題として非常に重要な位置を占めるようになって来た。このような状況に鑑みて環境保全システムのもつ特質を整理すれば、つぎの4点が挙げられる。

1. 大規模システムであること
2. 非線形性が強いこと
3. 多目的であること
4. 選択枝が多様であること

このような特質を持つ環境システムを対象として計画、設計を進めるにあたっては、とくにシステムズアプローチの重要性が指摘される。システムズアプローチは平岡が京都大学大学院修士課程衛生工学専攻学生を対象とした「環境システム設計」において述べているとおり、複雑な問題に対して政策決定者あるいは意志決定者の理念を確立し、また目的を決定した上で種々の代替案を体系的に設計、比較評価し、最善の施策決定をなすべく体系づけられた方法といえる。このための方法論としては第二次対戦時より進歩したOR（オペレーションズリサーチ）やベル研究所を中心として発達したシステム工学を源流として、種々の数理計画法が提供されている。過去には多くは単一目的下での最適化手法が研究され、多くの成果を挙げて来ているといえ、より複雑な非線形システムに対してより効率的な解法が追求されている。このような状況は環境システム設計の場でよくぶつかる非線形性が強く、多くのフィードバックループを持つシステムについて、システムズアプローチを適用する上で、より好都合となってきたといえる。また最近の社会を構成するシステムにおいては価値の多様化の進行から、非常に困難なトレードオフの状況が生じて来ている。とくに環境システムにおいては人間が絡んだより複雑で、多様性を持ったシステムとなりつつあり、従来のプロセスシステム工学にみられるような最適化手法が適用しにくくなってきているともいえる。榎木らはこのように複雑な社会システムへのアプローチを参加型システムズアプローチと称し、従来のシステムズアプローチの特徴である巨視的・総合的といった概念に加えてヒューリスティック（発見を助ける）な概念の必要性を指摘している⁹⁾。

以上のような環境保全システムとシステムズアプローチの把握に基づけば、最終的には多面的な意志決定を支援し得るシステム最適化法を研究することを大目標とし、種々の数理計画法に対

する検討を加えていくことが必要であろう。そこで今回は筆者が研究に携わってきた下水汚泥処理システムを環境保全システムとして取り上げ、この最適設計に対する考え方をまとめていくこととする。本章では汚泥処理システムの最適化研究のレビューから汚泥処理システム計画・設計の基本フローと数値計画手法適用に関して検討し、第3章以降のエネルギー・資源回収型汚泥処理システム設計との関係を明確にするものとする。

2.2 汚泥処理システムの最適化に関する研究レビュー

汚泥処理システムをシステム工学的視点からみれば、多数のユニットプロセスより構成されるプロセスシステムであり、各単位プロセスは生物反応プロセス、物理的プロセス、熱化学反応プロセスなど種々の処理メカニズムを有しており、何らかの相互影響をもつ。このため従来の経験的な設計手法では全体として個々のプロセスを望ましく設計することが極めて困難であり、望ましさの程度を改善するための知見も得られにくい。とくに汚泥処理プロセスの開発が多様な展開をみせている状況ではさらに困難となつてこよう。そこで汚泥処理システムに対しても各ユニットの処理機構の解明と数学的モデル化が必要であり、さらにはユニット間の相互影響を考慮できるトータルモデルが必要であろう。ここで我が国における汚泥処理システムの計画、設計を取り巻く種々の問題を考えると、汚泥処理がトータルシステムとして設計されることが少ないことが大きな問題として挙げられる。これには種々の理由が考えられるが、一つの理由としては従来は水処理システムの充実に力が注がれ、汚泥処理システムが水処理システムの単なるサブシステムとして付随的に設計されてきたことが挙げられる。殊に現在の下水道システムの完成に至る期間は長期間におよび、所定の水処理能力に達し、量的にも質的にも安定した汚泥発生をみるまでは汚泥処理システムも暫定的に分割建設、運用せざるを得ないという側面も大きく影響してきたものと考えられる。また一方では汚泥処理に求められる機能も社会情勢、エネルギー情勢の変化を背景に急速に変化し、エネルギー効率化、再資源化などをめざした単位プロセスの開発が盛んに行われてきた。このことも汚泥処理をトータルシステムとして設計することを遅らせた原因の一つであろう。

過去に水処理システムを対象にモデル化、最適設計を行った研究は多く、表2.1に示した通り、Fan、Erickson、Naitoらにより活性汚泥処理プロセスを中心として進められている^{2)~7)}。これらの研究においては基本的には曝気槽における活性汚泥プロセスを中心にその前後の初沈、終沈に微生物反応と混合に関するモデルをたて、黄金分割法による直接探索やNelder&Meadのシンプレックス法により建設コスト最小化問題を解いている。Eckerら⁸⁾やShihら⁹⁾もこれらの水処理プロセスに活性炭吸着などの三次処理を加えたシステムに対して各ユニットのBOD除去率を決定変数として、それぞれ幾何計画法、動的計画法を用いて最適化を行っている。つぎに汚泥処理システムのトータルシステム研究、とくに最適設計研究に目をやれば表2.2のとおり、水処理システムの設計を完全なものとするため、汚泥処理システムの各ユニットモデルを作成した上で水処理と汚泥処理システムのコストミニマムをはかろうとする一連の研究がある。Smith¹⁰⁾、Parkinら¹¹⁾、Middletonら¹²⁾は初沈、曝気槽、終沈の一連の水処理システムに嫌気性消化などの汚泥処理プロセスを加えて、列挙的探索によりコスト最小解にアプローチしている。Smithの研究は嫌気性消化、真空脱水、焼却などの汚泥処理プロセスを多く取り入れた初期の研究であり、初沈SS除去率、曝気槽MLSS、消化日数などの決定変数とトータルコストとの関係を調べている。ParkinとDagueは水処理に消化プロセスを加えたシステムに対して消化槽SRTや混合汚泥濃度など6つの決定変数に対する種々の組み合わせから最適解を求めている。Middleton

+

表 2.1 水処理システムに関する最適化研究

著 者 名	発表 年	対象ユースト プロセス	決定変数	目的関数	最適化手法
Erickson, L.E., Fan, L.T. ²⁾	1968	曝気槽	各槽の容積	1. 容積 2. 建設コスト	1. 黄金分割法 2. Hooke & Jeeves のパターン探索法
Naito, M., Takamatu, T., Fan, L.T. ³⁾	1969	曝気槽, 終沈	各槽の容積と 返送比	1. 容積 2. 建設コスト	Nelder & Mead のシ ンプレックス法
Fan, L.T., Chen, G.K.C., Erickson, L.E., Naito, M. ⁴⁾	1970	曝気槽, 終沈	各槽の容積と 返送比	1. 容積 2. 建設コスト	Nelder & Mead のシ ンプレックス法
Fan, L.T., Erickson, L.E., Baltes, J.C., Shah, P.S. ⁵⁾	1973	嫌気性ろ床	各槽のHRT	2槽のHRTの 和	Nelder & Mead のシ ンプレックス法
Kuo, M.T., Fan, L.T., Erickson, L.E. ⁶⁾	1974	初沈, 曝気槽, 終沈	初沈のHRT	建設コスト	列挙探索法
Fan, L.T., Kuo, M.T., Erickson, L.E. ⁷⁾	1974	初沈, 曝気槽, 終沈	初沈のHRT, 曝気槽の溶解 性基質濃度, 返送比	建設コスト	動的計画法・Nelder & Mead のシンプレッ クス法, 黄金分割法
Ecker, J.G., McNamara, J.R. ⁸⁾	1971	初沈, (曝気槽+ 終沈, 散水ろ床, 酸化池), (炭素 吸着, 凝集沈殿)	各ユニットの BOD除去率	全年間コスト	幾何計画法
Shih, C.S., Defilippi, J.A. ⁹⁾	1970	初沈, (曝気槽, 散水ろ床), 終沈, 炭素吸着	各ユニットの BOD除去率	全年間コスト	動的計画法

+

表 2.2 No.1 汚泥処理システムに関する最適化研究

著 者 名	発表 年	対象ユニット プロセス	決定変数	目的関数	最適化手法
Smith, R. ¹⁰⁾	1969	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃 縮機, 嫌気性 消化, 水洗, 真 空脱水, 焼却, 塩素消毒	初沈のSS除去 率, 曝気槽MLSS, 消化槽SRT	建設コスト+ 維持管理 コスト	列挙探索法
Parkin, G. F., Dague, R. R. ¹¹⁾	1972	初沈, 曝気槽, 終沈, (嫌気性 消化, 好気性 消化)	初沈のSS除去 率, 曝気槽ML SS, 曝気槽BOD 負荷速度吸収 係数, 消化槽 SRT, 混合汚泥 濃度	建設コスト+ 維持管理 コスト	列挙探索法
Middleton, A. C., Lawrence, A. W. ¹²⁾	1976	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃縮機, 嫌気性消化, 真空脱水	曝気槽SRT, 曝気槽MLVSS, 返送比, 消化槽SRT, 濃縮汚泥濃度	建設コスト+ 維持管理 コスト	列挙探索法
Berthouex, P. M., Polkowski, L. B. ¹³⁾	1970	初沈, 曝気槽, 終沈, 嫌気性 消化, 乾燥床	初沈表面積, 終沈表面積, 返送汚泥濃度, 排出BOD濃度	建設コスト+ 維持管理 コスト	外点ペナルティ関数 法 + Hooke & Jeeves のパターン探索法
Bowden, K., Gale, R. S., Wright, D. E. ¹⁴⁾	1976	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃 縮機, 調質, 加圧脱水, 陸地処分	初沈HRT, 曝気槽SRT, 濃縮槽HRT, 薬注率	建設コスト+ 維持管理 コスト	外点ペナルティ関数 法 + Powell法

表 2.2 No.2 汚泥処理システムに関する最適化研究

著 者 名	発表 年	対象ユニット プロセス	決定変数	目的関数	最適化手法
Dick, R.I., Simmons, D.L., Hasit, Y. ^{15) 16)}	1982	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃縮 槽, 嫌気性消化, 調質, 真空脱水, トラック輸送, 土壌還元	曝気槽 SRT, 重力濃縮機, 面積など	償却費+維持管 理費	内点ペナルティ関数法 DFP(Davidon, Fletcher, Powell)公 式による準ニュートン 法
Craig, E.W., Meredith, D.D., Middleton, A.C. ¹⁷⁾	1978	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃縮 槽, 嫌気性消化, 真空脱水	初沈SS除去 率, 曝気槽S RT, 返送比, 消化槽 SRT, 濃縮汚泥濃度	建設コスト+維 持管理コスト	Box-Complex 法
Suidan, M.T., Saunders, F.M., Godfrey, C.S., Stewart, H.T. ¹⁸⁾	1983	初沈, 曝気槽, 終沈, 調質, 真 空脱水, 焼却	曝気槽 SRT, 返送比	建設コスト+維 持管理コスト	一変量探索法, Fibonac- ci 探索法
Tyteca, D., Smeers, Y. ^{19) 20) 21)}	1981 1984	初沈, 曝気槽, 終沈, 重力濃縮 槽, 嫌気性消化, 真空脱水	曝気槽 SRT, 返送比, 消化 槽 SRT など	建設コスト+維 持管理コスト	幾何計画法+GRG 法 (一般化簡約勾配法)

と Lawrence は曝気槽 SRT のある値に対して水処理系では(曝気槽 MLVSS, 返送比)平面で、汚泥処理系では(濃縮汚泥濃度, 消化槽 SRT)平面でコストコンターを描き最適設計結果を得ている。Berthouex ら¹³⁾、Bowden ら¹⁴⁾、Dick ら^{15) 16)}は汚泥処理を含めた水処理システムを非線形計画問題としてモデル化し、変換法の1つであるペナルティ法により無制約問題に変換し最適解を求めている。Berthouex らは各モデル定数に含まれる不確定性を考慮した解析を進め、とくに95%の確率で排出基準が達成されるよう目的関数にペナルティ関数を組み込んで Hooke & Jeeves のパターン探索法により最適設計を行っている。Bowden らは重力濃縮、調質、加圧脱水、最終処分などを含めたシステムについて外点ペナルティ関数法と Powell 法により最適解を得、流入量に対する変化などを調べている。Dick らも Bowden らとはほぼ同様のシステムについて内点ペナルティ関数法と準ニュートン法により解を求め、曝気槽 SRT、濃縮槽面積や最終処分地との距離などがトータルコストに及ぼす影響を調べている。Craig ら¹⁷⁾、Suidan ら¹⁸⁾も水処理システムに汚泥処理プロセスを加えて設計問題を解き、種々の感度解析を行っている。Tyteca と Smeers^{19) 20) 21)}は各プロセス性能とプロセス間の相互関係を詳細にモデル化し(51変数、43等式、12不等式を含む)、この非線形問題を幾何計画問題として再編し、一般化簡約勾配法(GRG法)を用いて最適設計を行っている。

さて、以上の研究におけるシステム構成では嫌気性消化、脱水を主たる汚泥処理システムとしてモデル化しているものが大半である。焼却プロセスのモデル化を含めているものは Smith, Suidan らの研究、汚泥と都市ごみの混合焼却システムに対する京才ら²²⁾の研究に限られており、焼却を中心とするエネルギー利用を含めた解析は少ない。また最近開発の進んだ嫌気性消化ガスの発電利用や焼却排ガス廃熱利用などのエネルギーリサイクルループを有する汚泥処理システム

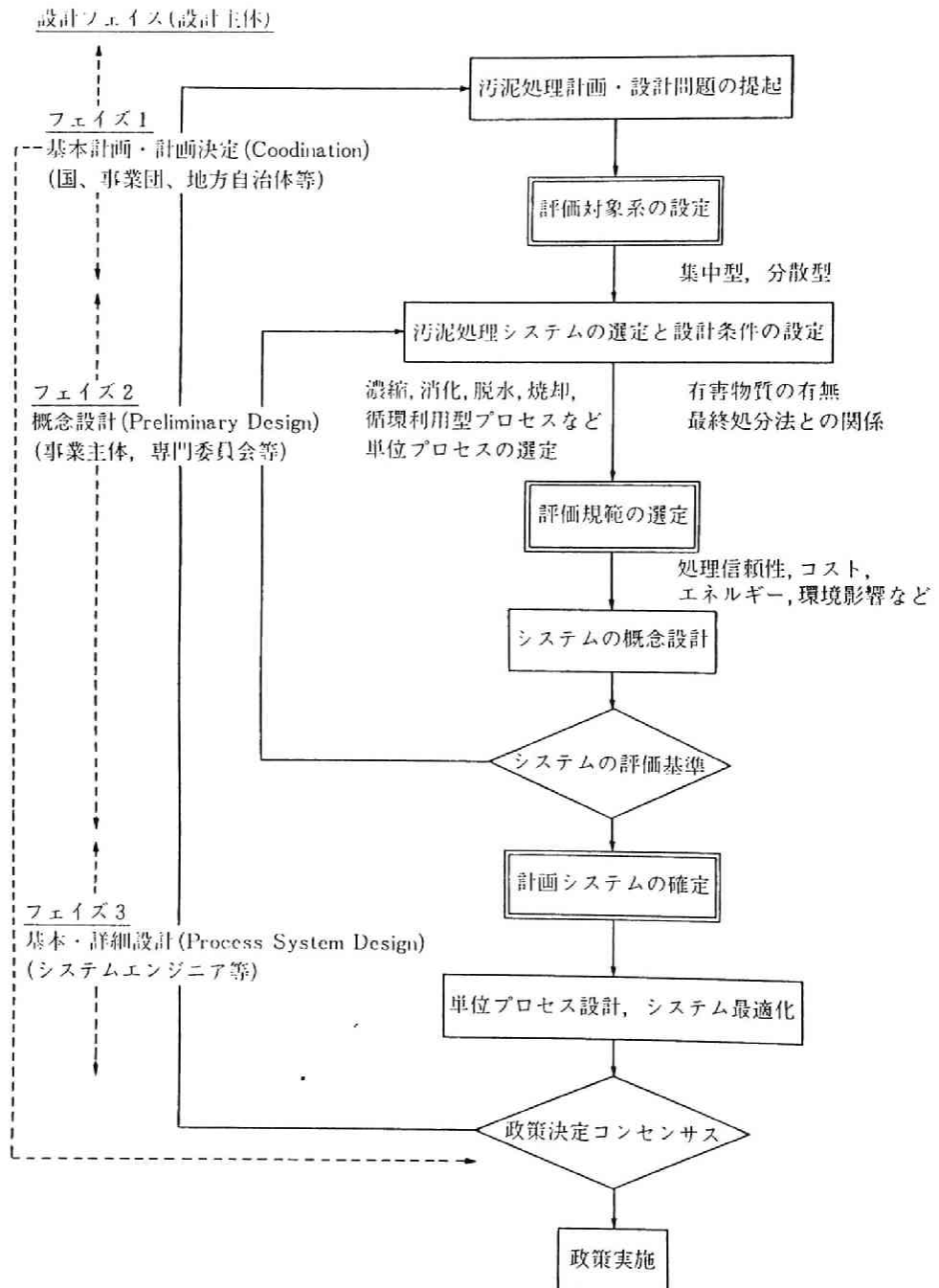
については Owen²³⁾、Imhoff²⁴⁾ や清水ら²⁵⁾によりその考え方が示されているものの、そのモデル化、最適性に関する検討はなされていないといえる。本研究はこのように従来扱われていなかった汚泥処理システムにおけるエネルギーインテグレーションにプロセスシミュレーション、システム最適化の手法を適用することを副次的な目的としている。対象としたシステムは乾燥-焼却-蒸気回収システム、嫌気性消化-ガス発電利用と乾燥焼却を組合せたシステムである。以上の最適化手法適用研究のレビューは主として、処理システム構成を寄与のものとして種々の最適化手法の適用を図った研究であり、後に述べる基本設計といった設計フェイズでとくに有効であると考えられる。この他組合せ最適化などの適用例もみられるがこれは次節で触れる。

2.3 汚泥処理システム設計の基本フローと最適化手法

(1) 汚泥処理システム設計の基本フローについて

環境システムの計画設計問題を意志決定問題として考える場合、先に述べた環境システムの特徴-大規模性、多目的性、選択枝の多様性など-から階層的問題として把握する必要がある。これは環境システムの意志決定問題を解く段階では問題の解をある程度大きな解集合として提示することが必要であり、そしてこの解集合の中から一つの解を選択することは次のステップとして政策決定者の問題となる。こうした階層的な意志決定を前提とした環境システム設計の基本フローを図2.1に示した。図2.1では本研究で取り上げている下水汚泥処理システム設計を念頭においてフロー策定を行っているが、他の環境システムに対しても同様のアプローチが可能であるケースが多いものと思われる。図2.1では計画設計フローを大きく3フェイズに分けて考え、フェイズ1を基本計画、フェイズ2を概念設計、フェイズ3を基本・詳細設計としている。フェイズ1は事業主体である国、事業団、地方自治体などが行う基本計画の段階であり、処理計画・設計問題の提起と評価対象系の境界設定などを行う。またフェイズ2、3と進んだ後の計画決定に対するコンセンサス獲得と問題設定へのフィードバックなどもこの事業主体が行う設計フェイズとなる。産業システムの場合、この段階は寄与、または規定済の場合が多いのに対して、環境システムの場合、この段階の意志決定がむずかしく、異なる集団のコンフリクト状況を生むケースもある。汚泥処理システムを例にとれば、下水道事業団が計画進行中の下水汚泥広域処理処分事業（エースプラン）²⁶⁾ や本研究の第3章で取り上げる神戸市のスラッジセンター構想に代表される汚泥の集中化処理処分システムの計画決定は従来の各処理場における汚泥分散処理との比較問題としてこの段階の問題である。本研究で取り上げた各汚泥処理システムの設計問題はいずれもこの基本計画段階の設計フェイズを寄与のものとして、系設定を行った上での解析である。汚泥処理計画全体からしてこの段階が極めて重要であることはいうまでもない。フェイズ2の概念設計段階は検討対象システムの選定、設計条件の設定から評価規範の設定を行い、システムの概念設計を行う段階である。そして設定された評価規範に従い、システム評価を行うこととなる。評価規範にはコスト、エネルギー、環境影響から処理信頼性まで多くの規範があり、これを考慮した総合的なシステム選択が要求されることとなるが、なかには定量化困難な規範もあり、定量化可能であっても不確定性の大きい場合もある。そのため環境システムの場合、このフェイズは経験をつんだ専門家集団を交えた委員会組織で実施されることが多く、検討対象システムの選定などは集団のブレインストーミングによるヒューリスティックなアプローチが重要となる。フェイズ3ではフェイズ2で確定された計画システムに対して、単位プロセス設計から機器設計、制御系の設計などの基本・詳細設計を行うこととなる。この段階はシステムエンジニア、コンサルタントなどの手によってなされ、CADシステムなども有効なツールとなる。高間は蒸留プロセス

図 2.1 環境システム設計の基本フロー（汚泥処理システムの場合）



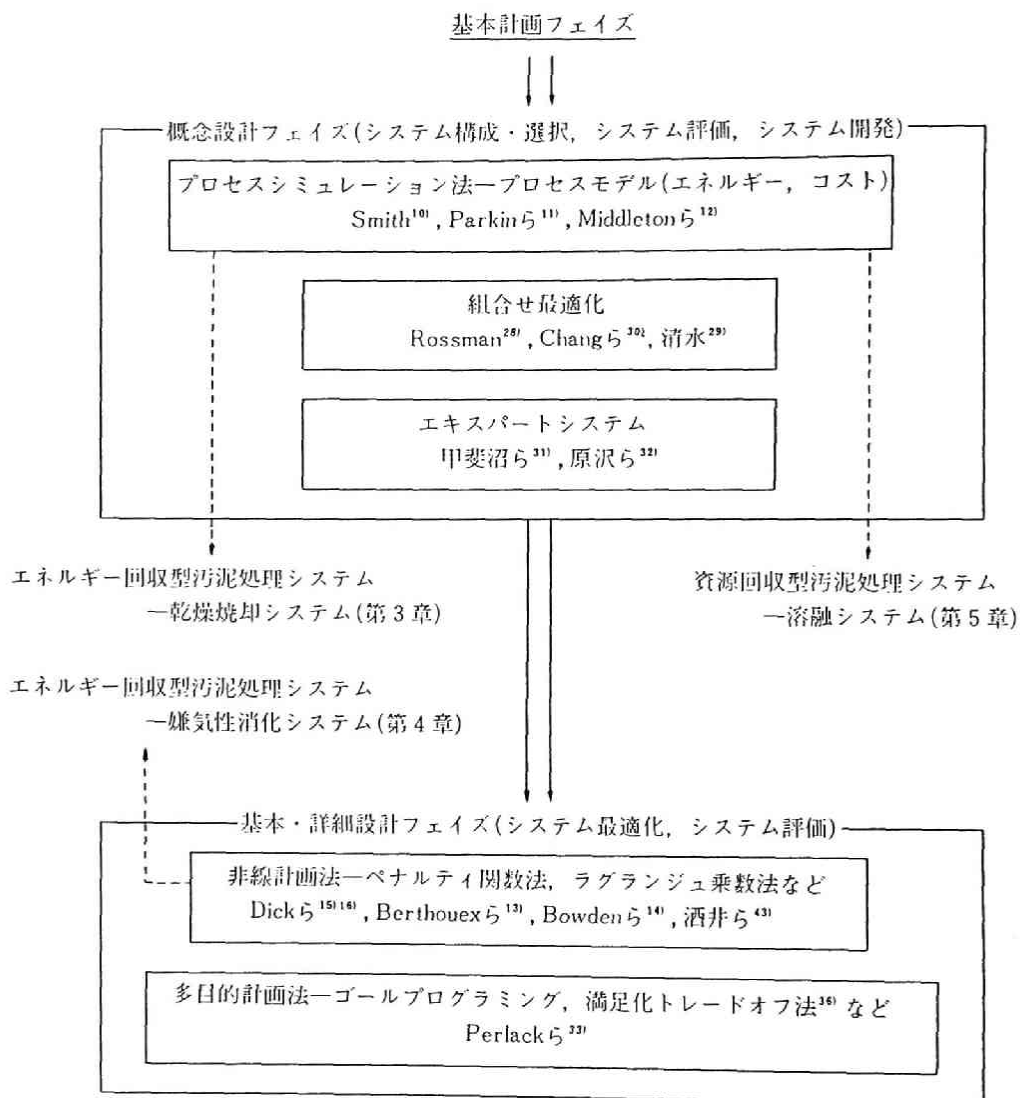
スなどの化学プロセスの設計フェイズをプロセスシステム設計、制御系設計、スタートアップシステム設計の3フェイズとして考え、コスト、制御性、操作性の規範に対して総合評価しつつ最適設計をおこなうことを試みている²⁷⁾。このような一般のプロセスシステム設計と環境システム設計が異なる主な点は評価対象系の境界設定が一意には定まらないこと、評価規範がより多様であることにあり、先に示した基本計画、概念設計、基本設計といった3フェイズのシステム設計基本フローが汚泥処理システムに対して望ましいと考えるわけである。

さて、このようなシステム設計基本フローに対して有効であると考えられる数理計画手法を図2.2に示した。概念設計の検討対象システム選定では列挙法、組合せ最適化法などの計画手法の他、近年開発の進んでいるエキスパートシステムなどが適用される。列挙法の適用例としてはRossmanによる下水処理プロセスから濃縮、消化、薬注、脱水、焼却、陸上散布などの汚泥処理プロセスのシステム合成問題への適用がある²⁸⁾。プログラムはEPAにてEXEC/OPとして開発され、多くの組合せシステムに対して種々の設計規範が計算される。同様に多くの組合せシステムに対してエネルギー、コストを列挙的に計算する清水の研究がある²⁹⁾。さらに最近ではChangらによりEXEC/OPをもちいて、選定システム間の類似性を定義し、これを用いて効率的に代替案策定を行う提案がなされている³⁰⁾。また近年研究が進みつつあるエキスパートシステムを利用した例として廃水処理システムの最適構成を検討した報告がみられる^{31) 32)}。システム構成問題に対するこれら効率的な組合せ最適化手法や知識ベースを組み込んだ推論機構を有するエキスパートシステムの有効性は今後の議論を待つ必要があろうが、代替案が多く形成され、しかも従来のような専門家のシステム構成能力を期待しにくい状況下では有効な手法となろう。

一方、概念設計段階でシステム代替案選定後のシステムの評価、感度解析を行う際に有効な手法として、単位プロセスモデルを用いたプロセスシミュレーション法がある。Smith¹⁰⁾、Parkinら¹¹⁾、Middletonら¹²⁾の研究においては消化、脱水などのプロセスを含めて、処理コストに対する消化槽SRTなどの設計変数の影響を調べている。本研究で行った第3章の乾燥焼却システムの設計、第5章の溶融システム評価のための概念設計においても焼却自然条件とシステムの蒸気収支を収束条件としたプロセスシミュレーション法によって解析を進めている。

さて、図2.2では基本設計段階にて有効な計画手法として非線形計画手法、多目的計画法を挙げている。当然のことながら、評価システム確定後の概念設計段階においてもこれらの手法は有効である。非線形最適化手法の適用例としては制約条件をもった非線形問題として、Berthouexら¹³⁾、Bowdenら¹⁴⁾、Dickら^{15) 16)}がペナルティ関数法を用いてコスト最小化問題を解いている。ペナルティ関数法は次節で詳しく述べるが、有制約非線形計画問題の変換解法として代表的なものである。今回は第4章にて嫌気性消化と消化ガス利用プロセスを含めた汚泥処理システムに対してペナルティ法を改良した拡大ラグランジュ乗数法を用いてエネルギー最適化問題を解き、嫌気性消化プロセスの有無によるエネルギー的得失について論じている。また多目的最適化法の適用としては制約法によるPerlackらの例³³⁾がみられるのみである。本来、環境保全システムに関する問題は多元的な目的を有し、かつ目的間にトレードオフの関係を持つ場合が多い。トレードオフ関係にある複数の目的の希求水準に対する達成の度合いを各目的について大きくしていくとやがてパレート域に達する。これは他の目的の達成度を小さくさせない限りはある目的の達成度を大きくすることはできない状態をいい、一般にパレート最適 (Pareto Optimum) の状態と呼ぶ。この領域に解を求めれば満足化は一応達成されることとなるが、通常の場合意志決定者はその領域の中のある特定の点を最適な満足解として求めることを欲する。これを意志決定者の選好解と呼ぶが、この選好解を求める種々の方法が多目的計画法として研究されている。これには

図 2.2 汚泥処理システム設計へのシステムズアプローチ



効用関数法¹⁾³⁴⁾、目標計画法(ゴールプログラミング)、満足化トレードオフ法³⁵⁾³⁶⁾などがあるが、有効な手法の開発とともに今後汚泥処理システムへの適用もはかられていくであろう。

(2) 非線形計画法

ここで数理計画法として非線形計画法について述べる前にプロセスシミュレーションについて簡単に触れる。プロセスシミュレーションは、システムの特性を把握することを目的とし、システム設計においては与えられたプロセスフローに従って、物質収支、エネルギー収支などを計算することである³⁷⁾。定常状態における単位操作の関係式を利用して、個々の構成要素の出口状態を入口状態と設計条件とから求める関係式を導き、逐次、フローに従って結合することでプロセスシミュレーションが行える。リサイクルループを含む一般的なシステムにおいては、なんらかの収束計算を必要とし、サブシステムの特性を表す方程式が一般には非線形なことから、数式

モデルの取り扱いとシミュレーションを実行する計算順序の決定が全体の計算効率との関係で最も重要な事項である。シミュレーションは一般に次のような順序で実行される。

- ① 問題の設定（独立変数、従属変数の決定を含む）
- ② サブシステムの特性の定式化とプログラム化
- ③ サブシステムの結合関係の表示と計算機へのインプット
- ④ シミュレーション順序の決定（計算法の決定、収束方法の決定など）
- ⑤ システム入、出力および独立変数の計算機へのインプット
- ⑥ シミュレーションの実行

独立変数の決定についての検討は、物質収支、熱収支などの基本式において自由度の検討を行い、シミュレーションが容易なように独立変数、従属変数を決定することになる。本研究の第3章で取り上げた乾燥焼却システムにおけるエネルギーインテグレーションは焼却プロセスにおける汚泥の自然条件とシステム全体のスチーム収支を満足することを収束条件として計算を進めるプロセスシミュレーションである。

さてプロセスシミュレーションでは独立に決定できる設計変数を与えられて、与えられた条件のもとでのシステムの特性を把握することにその目的がおかれる。したがって、この設計の自由度は小さく、設計条件の決定に際して人間の判断が必要となり、これによって最適性が保証されなくなることがあることに留意すべきである。設計変数の多い大規模な問題に対してはシミュレーションのみに基づく設計では考慮できる範囲が限定され、最適性を保証することが不可能となる状況が生まれる。

一方、数理計画法とは与えられた制約条件下で多くの変数の相互作用を考慮しつつ、ある目的関数を最大化（最小化）しようとする最適化問題を解くための一般的手法をいう。とくに最近では計算機の進歩に伴ってシステムを取り扱う分野では必ず最適化の問題が登場することとなっている。数理計画法は理論的な体系化とともに現実の問題に対して強力なツールとなりうるものであり、Dantzig の線形計画法（LP）、Bellman の動的計画法（DP）については理論的な体系化がなされ、応用に関しても多くのシステムに対して貢献している。一方、非線形システムに対する計画法としては一応の体系化はなされ、制約のない非線形問題に対する解法は直接探索法、勾配法などが用意され成功しているようである。しかし一般のシステムは数多くの制約条件を有する非線形最適化問題となり、これに対する解法の研究が近年盛んになっている。制約条件をもつ非線形計画問題に対する解法は1980年代前半までに多くの解法が提案されている。有制約最適化問題に対する解法は有制約問題を無制約問題にして解く変換法と制約条件を満たすように点列を探し逐次的に最適解に収束させる非変換法に大別できる。ここではまず変換法の一つであるペナルティ関数法（Penalty Function Method）^{38)~40)} について述べる。

等式制約、不等式制約をもつ最小化問題

$$\begin{aligned}
 &\text{問題 (A)} \quad \min. f(x) \\
 &\text{subject to } g_i(x) \leq 0, \quad i=1, \dots, m \\
 &\quad \quad \quad h_j(x) = 0, \quad j=1, \dots, l \\
 &\quad \quad \quad x = (x_1, \dots, x_n), f: R^n \rightarrow R^1
 \end{aligned} \tag{2.1}$$

を考える。ここで x の許容領域を $X = \{x \mid g_i(x) \leq 0, i=1, \dots, m; h_j(x) = 0, j=1, \dots, l\}$ とする。いま、

$$p(x) = \begin{cases} 0 & x \in X \\ +\infty & x \notin X \end{cases} \tag{2.2}$$

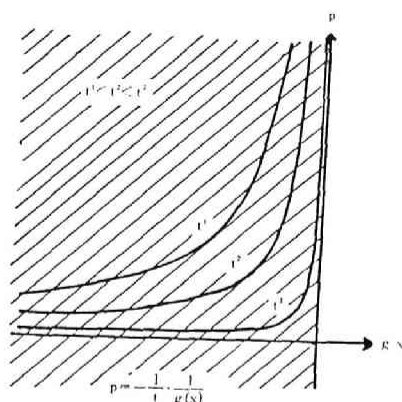


図2.3 内点ペナルティ関数法
(斜線部がXの許容領域)

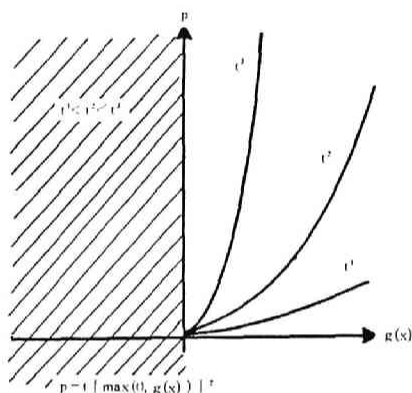


図2.4 外点ペナルティ関数法
(斜線部がXの許容領域)

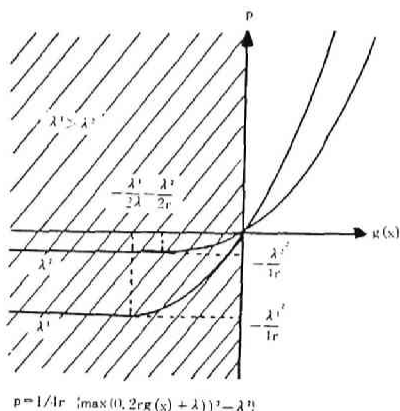


図2.5 拡大ラグランジュ乗数法
(斜線部がXの許容領域)

なるペナルティ関数を考え、これを目的関数 $f(x)$ に付加した拡大目的関数 $p(x)$ を作る。そして $p(x)$ に対して無制約最小化問題を作り、それを解く方法をペナルティ法とよぶ。

すなわち、

$$\text{問題 (B)} \quad \min. p(x) = f(x) + p(x) \quad (2.3)$$

を解くこととなる。しかし式 (2.2) のようなペナルティ関数の場合、 X の境界上で不連続となり、問題 (B) を数値的に解くことは困難である。そこでペナルティ関数 $p(x)$ を近似した新しいペナルティ関数を考え、そこに含まれるパラメータの更新によって無制約最小化問題の最適解の点列を原問題の最適解に近づけることが考えられる。その代表的なものとして内点ペナルティ関数法、外点ペナルティ関数法がある。

内点ペナルティ法は無制約最小化問題の最適解の点列が X の内部にあり、 X の境界にバリア (境界) を設け境界を越えないようにした方法である。パラメータを $t (> 0)$ とし、 $t \rightarrow 0$ のとき、

$$p(x) = \frac{1}{t} \sum_{i=1}^m \frac{-1}{g_i(x)} \quad (2.4)$$

とすれば、 $m=1$ のとき、図2.3 のようになり、 t を大きくするにつれて $p(x)$ は (2.2) の理想的なペナルティ関数に近づく。しかし内点ペナルティ法では問題によっては $g_i(x_0) \leq 0$ ($i=1, \dots, m$) を満たすような初期点 x^0 を見つけることが困難な場合があり、また t が大きくなると境界付近では勾配が急になり誤差が生じやすいなどの欠点がある。

一方、外点ペナルティ法では X から離れるに従って大きくなるペナルティ関数を考える。たとえば、

$$p(x) = t \left\{ \sum_{i=1}^m |\max(0, g_i(x))|^2 + \sum_{j=1}^l |h_j(x)|^2 \right\} \quad (2.5)$$

とすれば、 $m=1, l=0$ のとき図2.4 のようになり、 t を大きくすれば内点ペナルティ法同様、 $p(x)$ は理想的なペナルティ関数に近づく。単調に増加して無限大に発散する正数列 $\{t^k\}$ をパラメータとする無制約最小化問題 $\min. p(x)$ の最小解の点列 $\{x^k\}$ の極限として問題 (A) の最小解が求まることが証明されている。アルゴリズムとしては次のものがある。

+

- step 1. $x^0 \in R^n$ なる初期点と初期パラメータを選び、 $k=1$ とする。
 step 2. 無制約最小化問題 $\min. p(x)$ を適当な降下法で解き、
 その最適解を x^k とする。
 step 3. $p(x^k) < \varepsilon$ なら計算を終了し、そうでなければ step 4 へ行く。
 ただし ε は十分小さな正数である。
 step 4. $t^{k+1} = \beta t^k$ により t を更新し、 $k=k+1$ として step 2 へ戻る。
 ただし β は $\beta > 1$ なる定数である。

この外点ペナルティ法は任意の初期点から始めてもよいが、そのため計算途中で生成される x^k は一般には許容解ではない。また t の値が大きくなると $p(x)$ の感度が大きくなり、 $p(x)$ の最小化が困難になるという欠点が生じる。

次に拡大ラグランジュ乗数法 (Lagrangian Multiplier Method)^{38) 41) 42)} について述べる。ペナルティ法では許容領域の境界付近でパラメータの値が大きくなるにつれて拡大目的関数の最小化が困難になるという欠点があった。そこでパラメータをある一定値に保ったまま、ラグランジュ乗数に相当するものを修正して最適解を逐次的に求めることを考える。つぎの等式制約問題 (C) について考える。

$$\text{問題 (C)} \quad \min. f(x) \quad \text{subject to } h_j(x) = 0, \quad j=1, \dots, l \quad (2.6)$$

外点ペナルティ法の拡大目的関数 (パラメータは r とする)

$$P(x) = f(x) + r \sum_{j=1}^l \{h_j(x)\}^2 \quad (2.7)$$

に対して最適点は

$$\nabla P(x) = \nabla f(x) + 2r \sum_{j=1}^l h_j(x) \quad \nabla h_j(x) = 0 \quad (2.8)$$

を満足する。ここで $\phi_j = 2rh_j(x)$ ($j=1, \dots, l$) とおけば、 ϕ_j は問題 (C) のラグランジュ乗数に対応する。 x が問題 (C) の最適解に収束するなら $h_j(x) \rightarrow 0$ となるので ϕ_j が確定するためには $r \rightarrow +\infty$ とならなければならない。これがペナルティ法の欠点であるが、ここでペナルティ関数を変えて次のようにする。

$$\begin{aligned} \tilde{P}(x) &= f(x) + r \sum_{j=1}^l \{h_j(x) + \theta_j\}^2 \\ &= f(x) + \sum_{j=1}^l \phi_j h_j(x) + r \sum_{j=1}^l \{h_j(x)\}^2 + r \sum_{j=1}^l \theta_j^2 \end{aligned} \quad (2.9)$$

ただし、 $\phi_j = 2r\theta_j$ である。右辺第 4 項は x に無関係なので次の拡大目的関数が得られる。

$$\begin{aligned} M(x, \phi; r) &= f(x) + \sum_{j=1}^l \phi_j h_j(x) + r \sum_{j=1}^l \{h_j(x)\}^2 \\ &= f(x) + \phi^T h(x) + rh(x)^T h(x) \end{aligned} \quad (2.10)$$

ここで $h(x)^T = (h_1(x), \dots, h_l(x))^T$, $\phi^T = (\phi_1, \dots, \phi_l)^T$ である。 x と ϕ を交互に変化させ M の最適解を逐次的に求めていくことを考える。 r を十分大きな正数とし、 k 回目の繰り返し

+

+

し計算のときの ϕ の値を ϕ^k 、そのとき $M(x, \phi; r)$ を最小とする x を x^k とする。

$\nabla M(x^k, \phi^k; r) = 0$ ゆえ、

$$\begin{aligned}\nabla M(x^k, \phi^k; r) &= \nabla f(x^k) + \phi^{kT} \nabla h(x^k) + 2rh(x^k)^T \nabla h(x^k) \\ &= \nabla f(x^k) + (\phi^k + 2rh(x^k))^T \nabla h(x^k) = 0\end{aligned}\quad (2.11)$$

となり、 ϕ^k を次のように更新する。

$$\phi^{k+1} = \phi^k + 2rh(x^k) \quad (2.12)$$

次に不等式制約を含んだ問題 (D) を考える。

$$\text{問題 (D)} \quad \min. f(x) \quad \text{subject to } g_i(x) \leq 0, \quad i=1, \dots, m \quad (2.13)$$

問題 (D) の不等式制約に対して、新たに変数 $z_i (\geq 0)$ ($i=1, \dots, m$) を導入し次の等式制約問題に変換する。

$$\begin{aligned}\text{問題 (E)} \quad \min. f(x) \\ \text{subject to } g_i(x) + z_i = 0, \quad i=1, \dots, m \quad (z_i \geq 0)\end{aligned}\quad (2.14)$$

問題 (E) に対して、(2.10) 式のような拡大目的関数を作る。

$$M(x, z, \lambda; r) = f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i \{g_i(x) + z_i\} + r \sum_{i=1}^m \{g_i(x) + z_i\}^2 \quad (2.15)$$

ここで λ_i ($i=1, \dots, m$) はラグランジュ乗数である。 $\min. M(x, z, \phi; r)$ に対する最適解について考える。

$$\frac{\partial M}{\partial z_i} = \lambda_i + 2r(g_i(x) + z_i) \quad (2.16)$$

これを零にする z_i が正であれば

$$z_i = -(g_i(x) + \lambda_i/2r), \quad g_i(x) + \lambda_i/2r < 0$$

非正であれば、 $z_i = 0$ であると考えられるから

$$z_i = \begin{cases} -(g_i(x) + \lambda_i/2r), & g_i(x) + \lambda_i/2r < 0 \\ 0, & g_i(x) + \lambda_i/2r \geq 0 \end{cases} \quad (2.17)$$

これを $M(x, z, \lambda; r)$ に代入し、 z_i を消去すると

$$\begin{aligned}M(x, \lambda; r) &= f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i \left\{ \frac{-\lambda_i/2r}{g_i(x)} \right\} + r \sum_{i=1}^m \left\{ \frac{(-\lambda_i/2r)^2}{\{g_i(x)\}^2} \right\} \\ &= f(x) + \frac{1}{4r} \sum_{i=1}^m \lambda_i \left\{ \frac{-\lambda_i^2}{4r^2 \{g_i(x)\}^2} + 4rg_i(x) \lambda_i \right\} \\ &= f(x) + \frac{1}{4r} \sum_{i=1}^m [\{\max(0, 2rg_i(x) + \lambda_i)\}^2 - \lambda_i^2]\end{aligned}\quad (2.18)$$

ここで $\{\quad\}$ の上欄は、 $g_i(x) + \lambda_i/2r < 0$ の場合、下欄は $g_i(x) + \lambda_i/2r \geq 0$ の場合である。先程と同様に $\lambda = \lambda^k$ のときの $\min. M(x, \lambda^k; r)$ の最適解を x^k とすれば、 $\nabla M(x^k, \lambda^k; r) = 0$ ゆえ、

$$\nabla M(x^k, \lambda^k; r) = \nabla f(x^k) + \sum_{i=1}^m \{\max(0, 2rg_i(x^k) + \lambda_i^k)\} \nabla g_i(x^k) = 0$$

+

+

(2.19)

となり、 λ_i^* は次のように更新すればよいことがわかる。

$$\lambda_i^{k+1} = \max(0, \lambda_i^k + 2rg_i(x^k)) \quad (2.20)$$

以上より、問題 (A) に対する拡大ラグランジュ関数 $M(x, \lambda, \phi; r)$ は

$$\begin{aligned} M(x, \lambda, \phi; r) = & f(x) + \frac{1}{4r} \sum_{i=1}^m [\{\max(0, 2rg_i(x) + \lambda_i)\}^2 - \lambda_i^2] \\ & + \sum_{j=1}^l [\phi_j h_j(x) + r \{h_j(x)\}^2] \end{aligned} \quad (2.21)$$

となる。たとえば、 $m=1$ 、 $l=0$ のとき、ペナルティ法と同じように目的関数に付加された項をペナルティ関数と考えれば、 p と $g(x)$ の関係は図 2.5 で示される。 $g(x) \leq 0$ であれば式 (2.20) より $\lambda_i^{k+1} \leq \lambda_i^k$ であるので図 2.5 より λ が小さくなるにつれて理想的な形に近づくことがわかる。ただし r は固定されているので勾配は変わらず、ペナルティ法の欠点は改善されている。

拡大ラグランジュ乗数法のアルゴリズムは次に示される。

- step 1. 十分大きなパラメータ $r > 0$ 、初期ラグランジュ乗数 λ^0 、 ϕ^0 、初期点 x^0 を選び、 $k=1$ とする。
- step 2. 適当な降下法を用いて $M(x^k, \lambda^k, \phi^k; r)$ を最小とする x を求め、その最適解を x^k とする。
- step 3. $|g_i(x^k) + \lambda_i^k| = |\max(g_i(x^k), -\lambda_i^k/2r)| < \varepsilon$, $i=1, \dots, m$
 $|h_j(x^k)| < \varepsilon$, $j=1, \dots, l$
 なら計算を終了し、そうでなければ step 4 へ行く。
 ただし ε は十分小さな正数である。
- step 4. $\lambda_i^{k+1} = \max(0, \lambda_i^k + 2rg_i(x^k))$
 $\phi_j^{k+1} = \phi_j^k + 2rh_j(x^k)$ により λ, ϕ を更新し、
 $k=k+1$ として step 2 へ戻る。

以上が拡大ラグランジュ乗数法であるが、無制約問題に変換後の解法について触れる^{38)~40)}。無制約計画問題を解くための典型的なアルゴリズムは、点 $x^k \in R^n$ においてベクトル $d^k \in R^n$ を定め、スカラー $\alpha^k \in R^n$ によって次の点 $x^{k+1} \in R^n$ を

$$x^{k+1} = x^k + \alpha^k d^k \quad (2.22)$$

に従って生成する手続きから成っている。 d^k を方向ベクトルといい、ステップ幅 α^k を決定する手続きを直線探索という。 f が減少するように、すなわち、

$$f(x^{k+1}) < f(x^k), \quad k=0, 1, \dots \quad (2.23)$$

となるように点列 $\{x^k\}$ を生成するものを降下法という。さらに、方向ベクトル d^k を決定するときに $\nabla f(x^k)$ の値を利用する方法を勾配法という。降下法のアルゴリズムは一般に次のようになる。 $D(x^k)$: 方向ベクトル決定のアルゴリズム、 $M(x^k, d^k)$: 直線探索のアルゴリズムとすると、

- step 1. $x^0 \in R^n$, $k=0$ とする。
- step 2. $\nabla f(x^k) = 0$ ならストップ。
- step 3. $(x^k, d^k) \in D(x^k)$ とする。
- step 4. $x^{k+1} = x^k + \alpha^k d^k \in M(x^k, d^k)$ とする。

+

step 5. $k=k+1$ として step 2. に行く。

つまり、降下法は d^k を決定するアルゴリズムと直線探索のアルゴリズムとを組合わせて探索を進行させていくものといえる。降下法のうちの1つである準ニュートン法はニュートン法の収束が速いという利点を残し、ヘッセ行列 ($\nabla^2 f(x)$: 二階微分ベクトル) の逆行列の計算に時間を要するという欠点を克服するために、ヘッセ行列の近似行列を勾配に関する情報を用いて、逐次生成してゆくことを考えた方法である。準ニュートン法では方向ベクトル d^k を $H^k \in R^{n \times n}$ によって次のように定義する。

$$d^k = -H_k^{-1} \nabla f(x^k) \quad (2.24)$$

ニュートン法は上式で H_k をヘッセ行列の逆行列 $H_k = \nabla^2 f(x^k)^{-1}$ としたものである。準ニュートン法は上式の形の方方向ベクトルを用いて探索を進めながら、 H_k が f のヘッセ行列の逆行列をなんらかの意味で近似するように逐次 H_k を変化させてニュートン法のもつ収束性を得ようとする一連の方法である。一般的なアルゴリズムは、

step 1. $x^0 \in R^n$, $H_0 \in R^{n \times n}$, $k=0$ とする。

step 2. $\nabla f(x^k) = 0$ ならばストップ

step 3. $d^k = -H_k^{-1} \nabla f(x^k)$

step 4. $x^{k+1} = x^k + \alpha^k d^k \in M(x^k, d^k)$ とする。

step 5. $H_{k+1} \in R^{n \times n}$ を H_k , x^k , x^{k+1} , $\nabla f(x^k)$, $\nabla f(x^{k+1})$ を用いて何らかの方法で計算する。

step 6. $k=k+1$ として step 2. に行く。

step 5. における行列 H^k の更新には次の Davidon-Fletcher-Powell (DFP) の公式が代表的である。

$$H_{k+1} = H_k + \frac{\delta^k (\delta^k)^t}{(\delta^k)^t \gamma^k} - \frac{H_k \gamma^k (\gamma^k)^t H_k}{(\gamma^k)^t H_k \gamma^k} \quad (2.25)$$

$$\delta^k = x^{k+1} - x^k \quad (2.26)$$

$$\gamma^k = \nabla f(x^{k+1}) - \nabla f(x^k) \quad (2.27)$$

今回は嫌気性消化と消化ガス発電利用プロセスを含めた汚泥処理システムにここで述べたラグランジュ乗数法を適用してエネルギー最適化問題を解いており、詳細を第4章で述べる。

2.4 おわりに

本章においては汚泥処理システムの最適設計に対する考え方を、システム設計基本フローと数理計画手法との関連から整理した。

その内容は汚泥処理システム設計は各設計フェイズと設計主体の関係から3フェイズにわけて考え、基本計画、概念設計、基本・詳細設計をそれぞれフェイズ1～3とした。基本計画フェイズにおける問題の提起と評価対象系の境界設定および概念設計フェイズにおける評価規範選定の重要性を述べたうえで、概念設計フェイズ、基本設計フェイズの役割と設計手法の位置付けを示した。すなわち、概念設計段階の検討対象システム選定では探索列挙によるプロセスシミュレーション、組合せ最適化法などが、代替案選定後のシステム評価、基本設計では非線形計画法、多目的計画法などが、それぞれ有効であることを汚泥処理システムへの最適化手法適用例レビューから示した。そして本研究の第3～5章で中心に用いたプロセスシミュレーション、非線形計画法について、その考え方、方法、特徴を簡潔に示した。

第2章 参考文献

- 1) 榎本義一、河村和彦編：参加型システムズアプローチ手法と応用一、日刊工業新聞社（1981）
- 2) Erickson, L.E., Fan, L.T. : Optimization of the hydraulic regime of activated sludge systems, J.WPCF, Vol.40, No.3, pp.345-362 (1968)
- 3) Naito, M., Takamatsu, T., Fan, L.T. : Optimization of the activated sludge process-Optimum volume ratio of aeration and sedimentation vessels, Water Research, Vol.3, pp.433-443 (1969)
- 4) Fan, L.T., Chen, G.K.C., Erickson, L.E., Naito, M. : Effects of axial dispersion on the optimal design of the activated sludge process, Water Research, Vol.4, pp.271-284 (1970)
- 5) Fan, L.T., Erickson, L.E., Baktes, J.C., Shah, P.S. : Analysis and optimization of two stage digestion, J.WPCF, Vol.45, No.4, pp.591-610 (1973)
- 6) Kuo, M.T., Fan, L.T., Erickson, L.E. : Effects of suspended solids on primary clarifier size optimization, J.WPCF, Vol.46, No.11, pp.2521-2535 (1974)
- 7) Fan, L.T., Kuo, M.T., Erickson, L.E. : Effect of suspended wastes on system design, ASCE, Vol.100, No.EE6, pp.1231-1247 (1974)
- 8) Ecker, J.G., McNamara, J.R. : Geometric programming and the preliminary design of industrial waste treatment plants, Water Resources Research, Vol.7, No.1, pp.18-22 (1971)
- 9) Shih, C.S., DeFilippi, J.A. : System optimization of waste treatment plant process design, ASCE, Vol.96, No.SA2, pp.409-421 (1970)
- 10) Smith, R. : Preliminary design of wastewater treatment systems, ASCE, Vol.95, No.SA1, pp.117-145 (1969)
- 11) Parkin, G.F., Dague, R.R. : Optimal design of wastewater treatment systems by enumeration, ASCE, Vol.98, No.SA6, pp.833-851 (1972)
- 12) Middleton, A.C., Lawrence, A.W. : Least cost design of activated sludge systems, J.WPCF, Vol.48, No.5, pp.889-905 (1976)
- 13) Berthouex, P.M., Polkowski, L.B. : Optimum waste treatment plant design under uncertainty, J.WPCF, Vol.42, No.9, pp.1589-1613 (1970)
- 14) Bowden, K., Gale, R.S., Wright, D.E. : Evaluation of the CIRIA prototype model for the design of sewage-treatment works, J.WPC, Vol.75, No.2, pp.192-205 (1976)
- 15) Dick, R.I., Simmons, D.L., Hasit, Y. : Process integration in sludge management, Wat. Sci. Tech., Vol.14, pp.765-779 (1982)
- 16) Hasit, Y., Simmons, D.L., Dick, R.I. : Modeling of wastewater and sludge management systems, Mathematical Modeling, Vol.4, pp.427-438 (1983)
- 17) Craig, E.W., Merdith, D.D., Middleton, A.C. : Algorithm for optimal activated sludge design, ASCE, Vol.104, No.EE6, pp.1101-1117 (1978)
- 18) Suidan, M.T., Saunders, F.M., Godfrey, C.S., Stewart, H.T. : Wastewater treatment : Sensitivity analysis, J.Environmental Engineering, ASCE, Vol.109, pp.120-138 (1983)
- 19) Tyteca, D. : Nonlinear programming model of wastewater treatment plant, ASCE, Vol.107, No.EE4, pp.747-766 (1981)
- 20) Tyteca, D., Smeers, Y. : Nonlinear programming design of wastewater treatment plant, ASCE, Vol.107, No.EE4, pp.767-779 (1981)
- 21) Smeers, Y., Tyteca, D. : A geometric programming model for the optimal design of wastewater treatment plants, Operation Research, Vol.32, No.2, pp.314-342 (1984)
- 22) 京才俊則、桜井克信、岡久宏史：下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支、衛生工学研究論文集、

- Vol.21, pp.137-145 (1985)
- 23) Owen, W.F. : Energy in wastewater treatment, Prentice Hall (1982)
 - 24) Imhoff, K.R. : Energy optimization in sewage and sludge treatment, Wat. Sci. Tech., Vol.15, pp.103-114 (1983)
 - 25) 清水 洽、大島秀晴 : 下水污泥の処理プロセスの評価, 京都大学環境衛生工学研究会第5回シンポジウム講演論文集, pp.162-169 (1983)
 - 26) 村山哲夫、加賀山守 : 下水污泥広域処理処分事業の展望, 月刊下水道, Vol.9, No.1, pp.43-49 (1986)
 - 27) 高間宣博 : 総合評価によるプロセスの最適設計, システムと制御, Vol.28, No.11, pp.628-634 (1984)
 - 28) Rossman, L.A. : Synthesis of waste treatment systems by implicit enumeration, J. WPCF, Vol.52, No.1, pp.148-160 (1980)
 - 29) 清水 洽 : 下水污泥処理システムのエネルギー効率化に関する研究, 京都大学博士論文 (1984)
 - 30) Chang, S.Y., Liaw, S.L. : Generating designs for wastewater systems, J. of Environmental Engineering, Vol.111, No.5, pp.665-679 (1985)
 - 31) 甲斐沼美紀子、原沢英夫、内藤正明 : 廃水処理プロセス最適構成のためのエキスパートシステム, 環境技術, Vol.15, No.10, pp.803-812 (1986)
 - 32) 原沢英夫、甲斐沼美紀子、中杉修身、内藤正明 : 地域特性を考慮した下水処理システムの選定, 京都大学環境衛生工学研究会第9回シンポジウム講演論文集, pp.22-28 (1987)
 - 33) Perlack, R.D., Willis, C.E. : Multi-objective decision-making in waste disposal planning, J. of Environmental Engineering, Vol.111, No.3, pp.373-385 (1985)
 - 34) Keeney R.L., Raiffa H. : Decision with Multiple Objectives ; Preferences and Value Tradeoffs, John & Wiley (1975)
 - 35) 中山弘隆 : 多目的計画法とその信頼性、保全性への応用, 自動制御技術 32、日本自動制御協会 (1983)
 - 36) 中山弘隆 : 多目的計画に対する満足化トレードオフ法の提案, 計測自動制御協会論文集, Vol.20, No.1, pp.29-35 (1984)
 - 37) 小松昭英、梅田富雄 : プロセスシステム設計, 工業調査会 (1973)
 - 38) 志水清孝、相吉英太郎 : 数値計画法, 昭晃堂 (1984)
 - 39) 今野浩、山下浩 : 非線形計画法, 日科技連 (1978)
 - 40) 坂和正敏 : 非線形システムの最適化, 森北出版 (1986)
 - 41) 佐山隼敏、亀山嘉正、中山弘隆、榎木義一 : 非線形計画問題に対する乗数法, 計測自動制御学会論文集, Vol.10, No.1, pp.28-35 (1974)
 - 42) Nakayama, H., Sayama, H., Sawaragi, Y. : A generalized lagrangian function and multiplier method, J. of Optimization Theory and Applications, Vol.17, No.3/4, pp.213-227 (1975)
 - 43) 酒井伸一、平岡正勝、武田信生、松内孝夫 : 汚泥処理システムのエネルギー最適化に関する研究, 土木学会論文集, No.381/II-7, pp.207-216 (1987)

第3章 エネルギー回収型污泥処理システムの設計（I）

一下水污泥の乾燥焼却システムに関する検討一

3.1 はじめに

污泥処理処分システムはその目的とするところの減量減容化、安定無害化を達成することは言うまでもなく、昨今ではさらに処理処分コスト、消費エネルギーの低減が要求されるようになってきている。人口過密地域である大都市周辺で、しかも最終処分地としての埋立地の確保に制約がある地域ではこの傾向に一層拍車がかかる。このような背景から污泥処理システムにおけるエネルギー有効利用はコスト的側面からも効果的な対応策となりうる。さて、污泥処理も含めた下水処理に要するエネルギーは1985年度の下水道統計によれば¹⁾、電力量として約35億kwh/yで全国総電力消費量の約0.6%を占め、使用燃料として消費量の多い重油消費量は約13万m³/yと重油国内需要の約0.3%を占める。このうち、污泥処理系で消費されるエネルギーは電力で15%、重油燃料ではその大部分であるとされている²⁾。またHaubryの調査では水処理全エネルギーコストに占める污泥処理エネルギーコストの割合は5～20%であり、高含水率ケーキを焼却する場合、その比率は30～40%に上昇する³⁾。なかでも我が国で焼却炉を運転している処理場全体の燃料使用量のうち、焼却関連で使用される割合は80%と高い比率となる⁴⁾。この焼却プロセスの燃料使用量は多段炉で二次燃焼を実施した場合、786～1068ℓ/tds（tds: ton dry solid）といった値⁵⁾⁶⁾や流動焼却で149～465ℓ/tds⁷⁾といった値が欧米で報告されている。我が国でも下水道事業団のまとめによれば⁴⁾、1982年度で脱水ケーキトンあたり49ℓ（含水率80%として244ℓ/tdsに相当）である。もちろん処理場間における使用量の差は大きく多段炉で100～300ℓ/tds、流動床炉で100～500ℓ/tdsの燃料使用量となっている。污泥処理におけるエネルギー消費の低減、コスト低下をはかろうとすれば、この焼却過程における燃料消費低減が大きな鍵となることがわかる。

污泥処理におけるエネルギー有効利用方法としては①污泥のメタン発酵とそのガス利用システム、②焼却など熱操作プロセスより発生する廃熱の熱回収利用システムが中心となることが指摘されている⁸⁾⁹⁾。Jonesらは②の焼却熱回収利用システムとしては廃熱蒸気を利用した蒸気駆動、発電や熱処理プロセスなどがあるとしている。この他、焼却プロセスの前処理としての乾燥プロセスと焼却廃熱回収プロセスをリンクすることが考えられる。この乾燥-焼却-熱回収システムの原型は古くはクロム含有污泥の安定無害化を目指した乾燥-乾留システムにさかのぼる¹⁰⁾¹¹⁾。この研究では污泥に含まれる重金属の揮散を最小限にとどめ、クロムの六価クロムへの酸化を防止するために低空気比操作を行って污泥中の有機物をいったん熱分解し、熱分解ガスを二次燃焼により完全分解しようとした。この際炉内での熱分解を順調に進行させるため乾燥プロセスが不可欠とされ、低空気比乾留炉の前段に乾燥機が設置されたのである。この研究過程でも直接システムに対する乾燥焼却システムの省エネルギー性については指摘されていたが、さらなる省エネルギー的観点から流動床炉による焼却と乾燥プロセスを結合させることを考える。これは焼却廃熱の回収熱を利用して焼却対象污泥の乾燥を行い、污泥燃料性状を自燃性状により近づけることにより消費エネルギーの低減を図ろうとするものである¹²⁾。

第3章ではエネルギー回収型污泥処理システムとして下水污泥の乾燥焼却システムをとりあげ、

そのエネルギー特性、システム設計について検討を加えることとする。まず乾燥焼却システムのエネルギー収支モデルを定常状態の設計モデルとして定式化し、神戸市東部汚泥処理センターの実態調査結果からモデルの検証を行う。その上で乾燥焼却のエネルギー特性について、乾燥汚泥含水率、乾燥汚泥量比など設計パラメータの影響からシステムの成立条件を探る。さらに乾燥機を付加することによるコスト上昇とエネルギー消費低減によるエネルギーコスト低減の相反する両側面から処理コストについて論ずることとする。この中では実プラントとして本システムを計画、設計し、1986年に建設、運転稼働にいたった神戸市東部汚泥処理センターの概念設計結果、運転稼働状況も実プラントデータとして比較検討しながら論を進めることとする。

3.2 汚泥処理システムのエネルギー収支モデル

(1) エネルギー収支モデルの概要

ここで検討対象とする下水汚泥の乾燥・焼却システムの構成を図3.1に示す。水処理系より発生する汚泥を対象とする濃縮、消化、脱水などの各工程を経た下水汚泥の乾燥・焼却処理とエネルギー・ループとして焼却廃熱利用系をもつシステムである。物質フローの概要は汚泥脱水ケーキが一部乾燥機へ投入され、残りはバイパスされ直接焼却炉に投入される。以後、乾燥機から排出される汚泥を乾燥汚泥、バイパスされた脱水ケーキと混合された汚泥を乾燥ケーキと呼んで区別する。乾燥機では含水率80%前後の脱水ケーキが低圧蒸気により間接乾燥され、乾燥汚泥と乾燥排ガスが排出される。乾燥排ガスは除湿スクラバーへ投入され、除湿スクラバー排ガスはその一部を引抜いた後、残りは再循環されて追加空気とともに乾燥機へ投入される。乾燥ケーキを流動床炉で焼却した後、炉排ガスは廃熱ボイラへ投入され蒸気回収、さらに燃焼用空気と熱交換される。排ガス処理プロセスではサイクロン、電気集塵機で焼却灰、ダストが除去され、排ガススクラバーで水分、 SO_x 等が除去された後、排ガスは白煙防止用の予熱空気と混合して大気中へ放出される。

エネルギーフローに関しては、重油は焼却の自然条件が満たされない場合に焼却炉で、全体の蒸気収支が満たされない場合に補助ボイラで消費される。蒸気は廃熱ボイラで排ガスからの廃熱回収により生産され、系内で必要な汚泥乾燥、白煙防止用蒸気として用いられる。またボイラ排ガスの余熱利用として燃焼用空気の一部を予熱することとしている。

以上の汚泥処理システムに対してプロセス性能、物質収支、熱収支により導かれる定常システムモデルを考えた。モデル化は①乾燥プロセス、②焼却プロセス、③廃熱回収プロセス、④排ガス処理プロセスに分けて行った。

(2) 乾燥プロセス

ここでは熱回収プロセスで回収される蒸気を用いて乾燥する間接加熱型乾燥機を想定し、乾燥排ガスは除湿スクラバーで水分を除去し、循環スクラバー排ガスを乾燥機出口蒸気により予熱した後、乾燥機に再投入する。また汚泥の一部を乾燥させ、残りを無乾燥のままバイパスさせることを考える。乾燥機への汚泥投入比を F とすれば、乾燥汚泥量 S_{ds} 、乾燥ケーキ量 S_d は

$$S_{ds} = F \cdot S_{dc} (1 - WC_{dc}) / (1 - WC_{ds}) \quad (3.1)$$

$$S_d = S_{ds} + (1 - F) S_{dc} \quad (3.2)$$

ただし S_{dc} : 脱水ケーキ量 [kg/d]

WC_{dc} , WC_{ds} : 脱水ケーキおよび乾燥汚泥の含水率 [-]。

乾燥用追加空気の温度 T_{da} 、相対湿度 ϕ_{da} 、スクラバー排ガスは飽和空気であるとすると、乾燥プロセスの水分収支から乾燥用追加乾き空気量 DA は

+

$$DA = (S_{dc} - S_d) / (\phi_{dg} H_{s(T_{dg})} / \omega - \phi_{da} H_{s(T_{da})} - (1 - \omega) H_{s(T_{sg})} / \omega) \quad (3.3)$$

ここで T_{dg} , T_{sg} : 乾燥排ガス、スクラバー排ガス温度 [°C]

ω : 循環スクラバー排ガスの引抜量比

$H_{s(T)}$: 温度 T °C の飽和湿度 [kg-H₂O / kg-DA]

ϕ_{dg} : 乾燥排ガスの相対湿度

乾燥機の入熱 Q_{da}^i 、出熱 Q_d^o は

$$Q_{da}^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{da})j} DA_j T_{da} + I_1 DA_1 + (1 - \omega) \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sg})j} SG_j T_{sg} + (1 - \omega) I_1 SG_1 + C_{dc} T_{dc} F \cdot S_{dc} + I_3 X_d \quad (3.4)$$

$$Q_d^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dg})j} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + C_{ds} T_{ds} S_{ds} + I_2 X_d \quad (3.5)$$

ここで DA_j , DG_j : 乾燥用追加空気、乾燥乾き排ガス [kg/d]

SG_j : スクラバー排ガス(循環キャリアーガス) [kg/d]
(各ガス成分 DA_j , DG_j , SG_j は $j=1 \sim 3$ に対して、H₂O, O₂, N₂ を表す)

X_d : 乾燥用蒸気量 [kg/d]

$C_{p(T)j}$: 各ガス成分 j の 0 ~ T °C の平均定圧比熱 [kcal/kg·°C]

T_{sg} : 循環スクラバー排ガス予熱温度 [°C]

T_{dc} , T_{ds} : 脱水ケーキ、乾燥機出口汚泥温度 [°C]

C_{dc} , C_{ds} : 脱水ケーキ、乾燥汚泥比熱 [kcal/kg·°C]

I_1 : 水分蒸発潜熱 [kcal/kg]

I_2 , I_3 : 飽和ドレンおよび利用蒸気の比エンタルピー [kcal/kg]

つぎに除湿スクラバーまわりの水分収支から、

$$SW_1 + DG_1 = SW_2 + SG_1 \quad (3.6)$$

ここで SW_1 , SW_2 : 冷却水およびスクラバー排水量 [kg/d]

除湿スクラバーの入熱 Q_{ds1}^i 、出熱 Q_{ds1}^o は

$$Q_{ds1}^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dg})j} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + T_{sw1} SW_1 \quad (3.7)$$

$$Q_{ds1}^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sg})j} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 + T_{sw2} SW_2 \quad (3.8)$$

ここで T_{sw1} , T_{sw2} : 冷却水およびスクラバー排水温度 [°C]

除湿スクラバー排ガスはその一部を引抜いた後、乾燥用キャリアーガスとして循環利用される。乾燥用蒸気ドレンを用いてこれを予熱することを考えれば、循環スクラバー排ガス予熱器の入熱 Q_{sg1}^i 、出熱 Q_{sg1}^o は

$$Q_{sg1}^i = \sum_{j=1}^3 (1 - \omega) C_{p(T_{sg})j} SG_j T_{sg} + (1 - \omega) I_1 SG_1 + I_2 X_d \quad (3.9)$$

+

+

$$Q_{\text{set}}^0 = \sum_{j=1}^3 (1-\omega) C_{p(T_{\text{set}})} SG_j T_{\text{set}} + (1-\omega) I_1 SG_1 + I_2' X_d \quad (3.10)$$

ここで I_2' : 予熱器出口ドレンの比エンタルピー [kcal/kg]

乾燥プロセスにおける電力消費は乾燥スクラバーなども含めて考えれば、乾燥機、空気ブロウ、給水ポンプなどで生ずる。設計変数として乾燥機伝熱面積 A_d を考えれば、乾燥プロセスの電力消費量 KWC_d は

$$KWC_d = a_d A_d^{bd} \quad (3.11)$$

一方、伝熱面積 A_d に関して次式を仮定する。

$$U_d A_d (T_{1d} - T_{2d})_{lm} = X_d (I_3 - I_2) / 24 \quad (3.12)$$

ここで U_d : 総括伝熱係数 [kcal/m² hr°C]

T_{1d}, T_{2d} : 伝熱面および汚泥層温度 [°C]

(3) 焼却プロセス

焼却プロセスモデルとして焼却温度と空気比が一定範囲にあることを安定燃焼条件と考えた熱化学量論にもとづく定常モデル¹³⁾¹⁴⁾を用いる。燃焼用空気は高温排ガスと熱交換した予熱空気を一次空気として用い、常温大気を二次空気として用いる。完全燃焼を仮定すると、理論燃焼空気量 AIR は

$$AIR = \sum_{j=1}^6 \alpha_j (VS_d VSC_{dj} + VS_f VSC_{fj}) \quad (3.13)$$

+

ただし VS_d, VS_f : 焼却対象汚泥、重油の可燃分量 [kg/d]

VSC_{dj}, VSC_{fj} : 汚泥、重油の可燃分元素組成比率

($j=1\sim6$ に対し H, O, N, C, S, Cl) [-]

α_j : 燃焼量論式から決定される定数 [-]

一次燃焼空気量 AG_1 、二次燃焼空気量 AG_2 は各々の空気比を M_1, M_2 とすると

$$AG_1 = M_1 AIR \quad (3.14)$$

$$AG_2 = M_2 AIR \quad (3.15)$$

AG_{1j}, AG_{2j} とも添字 $j=1\sim3$ に対して H_2O, O_2, N_2 を表わす。総括空気比に対する制約として

$$1.3 \leq M \leq 2.0 \quad (3.16)$$

一方燃焼排ガス量 EG_j は

$$EG_1 = 18/2 \{ VS_d (VSC_{d1} - VSC_{d6} / 35.5) + VS_f (VSC_{f1} - VSC_{f6} / 35.5) \} + WC_d S_d + WC_f S_f + AG_{11} + AG_{21} + CW \quad (3.17)$$

$$EG_2 = 0.233 AIR (M_1 + M_2 - 1) \quad (3.18)$$

$$EG_3 = 28/14 (VS_d VSC_{d3} + VS_f VSC_{f3}) + 0.767 AIR (M_1 + M_2) \quad (3.19)$$

$$EG_4 = 44/12 (VS_d VSC_{d4} + VS_f VSC_{f4}) \quad (3.20)$$

$$EG_5 = 64/32 (VS_d VSC_{d5} + VS_f VSC_{f5}) \quad (3.21)$$

$$EG_6 = 36.5/35.5 (VS_d VSC_{d6} + VS_f VSC_{f6}) \quad (3.22)$$

ここで EG_j : 焼却排ガス成分 ($j=1\sim6$ に対し、 $H_2O, O_2, N_2, CO_2, SO_2, HCl$) [kg/d]

WC_d, WC_f : 焼却対象汚泥、重油の含水率 [-]

S_d, S_f : 焼却対象汚泥、重油の湿ベース投入量 [kg/d]

+

+

CW : 焼却冷却水量[kg/d]。

焼却炉の入熱 Q_f^i 、出熱 Q_f^o は

$$Q_f^i = HCV_d VS_d + HCV_f VS_f + \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{ah1})j} AG1_j T_{ah1} + \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{ah2})j} AG2_j T_{ah2} + I_1(AG1_1 + AG2_1) + C_d T_d S_d + C_f T_f S_f + T_{cw} CW \quad (3.23)$$

$$Q_f^o = \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{eg})j} EG_j T_{eg} + I_1 EG_1 + C_{as} ASHT_{eg} \quad (3.24)$$

ここで HCV_d 、 HCV_f : 焼却対象汚泥、重油の可燃分高位発熱量 [kcal/kg-VS]

ASH : 焼却残さ量 [kg/d]

T_{ah1} , T_{ah2} : 一次燃焼空気、二次燃焼空気の予熱温度 [°C]

T_d , T_f , T_{cw} : 焼却対象汚泥、重油、冷却水の投入温度 [°C]

T_{eg} : 焼却排ガス温度 [°C]

C_d , C_f , C_{as} : 焼却対象汚泥、重油および焼却灰の比熱 [kcal/kg°C]。

焼却プロセスでは燃焼空気ブロウ、投入コンベアなどで電力消費がみられ、この電力消費量 KWC_f は焼却炉炉床面積 A_f [m^2] に対して

$$KWC_f = \alpha_f A_f^{bf} \quad (3.25)$$

焼却炉炉床面積に関しては次式が成立する。

$$A_f = Q_f^i / (24LF) \quad (3.26)$$

ここで LF : 焼却炉炉床熱負荷 [kcal/ m^2 hr]

(4) 廃熱回収プロセス

今回の廃熱回収プロセスとしては炉排ガスから蒸気エネルギー回収を行う廃熱ボイラ、および燃焼用空気予熱のための熱交換器を考える。廃熱ボイラの入熱 Q_{whb}^i 出熱 Q_{whb}^o は回収蒸気量を X_s とすると

$$Q_{whb}^i = \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{eg})j} EG_j T_{eg} + I_1 EG_1 + I_4 X_s \quad (3.27)$$

$$Q_{whb}^o = \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{whb})j} EG_j T_{whb} + I_1 EG_1 + I_3 X_s \quad (3.28)$$

ここで I_3 , I_4 : 回収蒸気および給水の比エンタルピー [kcal/kg]

T_{whb} : 廃熱ボイラ出口排ガス温度 [°C]。

一方系内での必要蒸気量 X_0 [kg/d] は、

$$X_0 = X_d + X_{usach} \quad (3.29)$$

ここで X_{usach} : 白煙防止用蒸気量 [kg/hr]。

消費蒸気量 X_0 と回収蒸気量 X_s に対する制約として

$$X_s \geq X_0 \quad (3.30)$$

燃焼用空気予熱熱交換器の入熱 Q_{acth}^i 出熱 Q_{acth}^o は

+

+

$$Q_{aah}^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{ag1})j} AG1_j T_{ag1} + I_1 AG1_1 + \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{whb})j} EG_j T_{whb} + I_1 EG_1 \quad (3.31)$$

$$Q_{aah}^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{ahg})j} AG1_j T_{ahg} + I_1 AG1_1 + \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{ahg})j} EG_j T_{ahg} + I_1 EG_1 \quad (3.32)$$

ここで T_{ag1} , T_{ahg} : 予熱前の燃焼用空気および熱交換器排ガス温度 [°C]。

廃熱回収ではボイラ給水装置などで電力が消費され、 KWC_b は蒸気量 X_s に対して

$$W C_b = a_b X_s^{bb} \quad (3.33)$$

(5) 排ガス処理プロセス

燃焼排ガスの処理装置として、ダスト除去にサイクロン、電気集塵機 (EP)、 SO_x , HCl 処理に排ガススクラバー (アルカリ吸収塔を含む)、および白煙防止用空気予熱器を考える。サイクロン、EPでの集塵に伴う放熱は無視し、排ガススクラバーでは排ガスの H_2O , SO_x , HCl のみが除去され、他の乾き排ガス成分には変化がないと仮定する。スクラバー排ガス ESG_j は

$$ESG_5 = (1 - \beta_5) EG_5 \quad (3.34)$$

$$ESG_6 = (1 - \beta_6) EG_6 \quad (3.35)$$

$$ESG_1 = H_{s(T_{esg})} \sum_{j=1}^4 ESG_j \quad (3.36)$$

ここで β_5 , β_6 : スクラバー吸収塔の SO_x , HCl 除去率 [-]。

排ガススクラバー回りの水分収支から、

$$SW_3 + ESG_1 = SW_4 + ESG_1 \quad (3.37)$$

ここで SW_3 , SW_4 : スクラバー冷却水およびスクラバー排水量 [kg/d]。

排ガススクラバー回りの入熱 Q_{si}^i , 出熱 Q_{si}^o は

$$Q_{si}^i = \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{ahg})j} EG_j T_{ahg} + I_1 EG_1 + T_{sw3} SW_3 \quad (3.38)$$

$$Q_{si}^o = \sum_{j=1}^6 C_{p(T_{esg})j} ESG_j T_{esg} + I_1 ESG_1 + T_{sw4} SW_4 \quad (3.39)$$

ここで T_{esg} : スクラバー排ガス温度 [°C]

T_{sw3} , T_{sw4} : スクラバー冷却水およびスクラバー排水温度 [°C]。

つぎにスクラバー排ガスの白煙防止について考える。ここでは白煙防止用空気を蒸気熱交換空気予熱器により予熱し、スクラバー排ガスと混合させることによって白煙を防止するものとした。直接スクラバー排ガスが大気へ放出されると、大気条件に到達するまでに、飽和湿度曲線と交わり過飽和の状態となり白煙が発生する。そこでスクラバー排ガスを大気に放出する前に高温、低湿の空気と混合させ、未飽和の領域に移行させてから大気へ放出すれば白煙防止ができることとなる。いま大気条件として温度 0°C、相対湿度 70% を考えると、白煙発生の限界湿度は次式で示される。

$$H_{ex} = 0.0004729 T_{ex} + 0.002639 \quad (3.40)$$

ここで H_{ex} , T_{ex} : 煙道ガスの湿度 [kg- H_2O /kg-DG] および温度 [°C]。

+

+

白煙防止用空気を WSG_j とすると、スクラバー排ガスと白煙防止用空気との合流点における水分収支から

$$ESG_1 + WSG_1 = H_{ax} \left(\sum_{j=0}^4 ESG_j + WSG_2 + WSG_3 \right) \quad (3.41)$$

白煙防止用空気の蒸気熱交換器回りの入熱 Q_{wsah}^i 、出熱 Q_{wsah}^o は

$$Q_{wsah}^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{wsah})j} WSG_j T_{wsah} + I_1 WSG_1 + I_3 X_w \quad (3.42)$$

$$Q_{wsah}^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{wsah})j} WSG_j T_{wsah} + I_1 WSG_1 + I_2 X_w \quad (3.43)$$

ここで T_{wsah} 、 T_{wsah} ：白煙防止用空気の投入温度、予熱温度 [°C]。

排ガス処理プロセスではスクラバーポンプ、白煙防止用空気ファン、電気集塵機などで電力消費がみられるが、電力消費量 KWC_g は排ガス量 EG に対して

$$KWC_g = a_g EG^{b_g} \quad (3.44)$$

3.3 乾燥焼却システムのエネルギー収支

(1) エネルギー収支量の定義と計算アルゴリズム

前節では乾燥－焼却システムを構成する乾燥、焼却、廃熱回収、排ガス処理の各プロセスのエネルギー収支モデルを示した。これらのモデルを用いて乾燥－焼却システムのエネルギー収支について検討する。まず前節の各プロセスの入熱 Q_i^i 、出熱 Q_i^o の間の関係として次式を考える。

$$(1 - \delta_i) Q_i^i = Q_i^o \quad (3.45)$$

ただし δ_i は i プロセスの熱損失である。

(3.45) 式を考慮に入れた上でトータルシステムのエネルギー収支を考えるが、今回は焼却プロセスの燃焼温度と空気比にかかわる安定燃焼条件とシステム全体のスチーム収支を満足させるように次のアルゴリズムにより計算を進める。

- ① 脱水ケーキ、乾燥汚泥含水率などの入力
- ② 乾燥、乾燥排ガス予熱などの収支計算
- ③ 空気比 $M_1 = 1.1$ 、 $M_2 = 0.3$ 条件下で、炉温 $T_{ag} = 800$ となる助燃料を収束計算により求める。もし自燃可能で炉温が上の温度を超える場合は④に進む。 $T_{ag} = 800$ で収束する場合は、⑥以下に進むこととなる
- ④ 二次燃焼空気比の制御により炉温が設定温度となるよう収束計算する。もし上限空気比（総括空気比として $M = 2.0$ ）を超える場合は⑤に進む
- ⑤ 冷却水添加により焼却炉の熱収支条件を満足させる
- ⑥ 廃熱ボイラ、空気予熱熱交換、排ガス処理にかかわる計算を実行する
- ⑦ 回収蒸気量と必要蒸気量を比較し、システムが蒸気不足となる場合には補助ボイラにより必要蒸気を補填する計算を実行する。
- ⑧ システム全体のエネルギー収支量を算出して計算を終える。

なおシステム全体の蒸気収支が満足されない場合に蒸気供給する重油専焼ボイラの熱収支は次

+

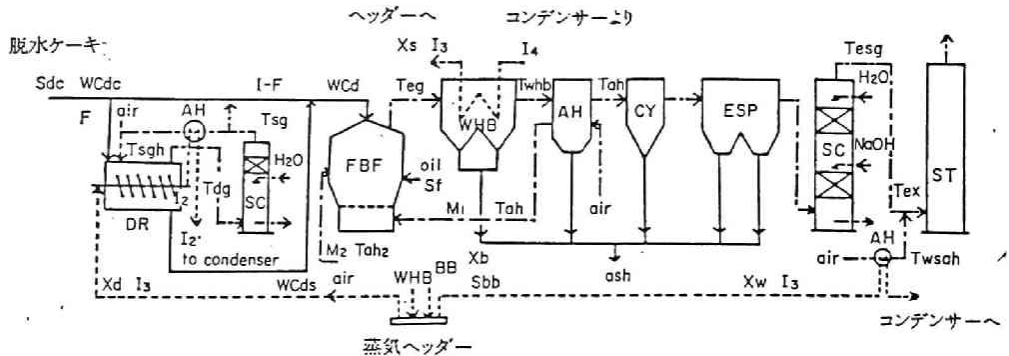


図 3. 1 乾燥焼却システムのシステムフロー

(DR: 乾燥機, FBF: 流動床炉, WHB: 廃熱ボイラ, AH: 空気予熱器, CY: サイクロン
ESP: 電気集塵機, SC: スクラパー, ST: 煙突, BB: 補助ボイラ, M_1, M_2 : 燃焼空気比)
のように考える。専焼ボイラの必要重油量を S_{bb} とすると

$$(1 - \delta_{bb}) S_{bb} LCV_f = (X_d + X_w - X_s)(I_3 - I_4) \quad (3.46)$$

ここで δ_{bb} : 専焼ボイラ熱損失 [-]

LCV_f : 重油低位発熱量[kcal/kg]。

このアルゴリズムにより得られたシミュレーション結果から、エネルギー評価に関して総重油消費量 S_{ff} 、総電力消費量 KWC ならびに余剰蒸気量 X_s は次式で与えられる。

$$S_{ff} = S_f + S_{bb} \quad (3.47)$$

$$KWC = KWC_d + KWC_f + KWC_b + KWC_s \quad (3.48)$$

$$X_s = X_s - X_d - X_w \quad (3.49)$$

さらにトータルシステムの消費エネルギー E_1 [kcal/d] を次式により定義する。

$$E_1 = LCV_f S_{ff} + k_e KWC \quad (3.50)$$

ここで k_e : 電力エネルギー換算係数で 2450 kcal/kwh を用いる。 E_1 は系全体の消費エネルギーとして重油、電力を考え、これを熱量換算した指標である。今回の設定パラメータを表 3.1 にまとめて示す。上記アルゴリズムにしたがって得られた結果から乾燥-焼却システムのエネルギー収支に関して考察する。

(2) 神戸市東部污泥処理センターの実態調査とモデルの検証

まず上述した乾燥焼却システムのエネルギー収支モデルの検証を行うため、現実には本システムが稼働した後の運転データと計算値の比較検討を行うこととした。

神戸市東部污泥処理センターは図 3.2 のとおり¹⁵⁾、市内各地の下水処理場にて下水処理を行った結果発生する下水污泥を集中処理するスラッジセンターで 1986 年 6 月より運転が開始されている。脱水ケーキ形態で市内各処理場より污泥処理センターへ搬送され、先に示した図 3.1 のシステムフローで処理が進められる。処理対象污泥量は図 3.2 のとおり脱水ケーキ量として約 14 万 t/y (1980 年) である。処理システムは間接加熱式乾燥と流動床焼却を組合せたシステムで 200 t/d × 3 系列、計 600 t/d の処理能力をもつ施設である。主要機器の仕様を表 3.2 に示し、システムフローと主要機器の概略を述べる。

① 受入設備; 脱水ケーキの運搬は 10 ton 車等の密閉覆蓋付ダンプトラックにより、輸送距離は最も遠方の玉津処理場から運搬する場合で片道約 34 km である。脱水ケーキ搬入量の計量に秤量 30 ton のトラックスケールを設置している。計量方式は精度を上げるため、搬入車の入

+

表 3.1 エネルギー収支モデルパラメーター一覧

記 法	内 容	設 定 値
WC_{dc}	脱水ケーキ含水率	0.85 ~ 0.65
WC_f	重油含水率	0.0001
VSC_d	汚泥有機分率	0.8 ~ 0.6
VSC_f	重油有機分率	0.9999
HCV_d	汚泥有機分高位発熱量	5,620 kcal/kg
HCV_f	重油有機分高位発熱量	10,700 kcal/kg
VSC_{di}	汚泥有機分元素組成 ($i = 1 \sim 6$ に対して)	0.079, 0.293, 0.077, 0.520, 0.016, 0.015
VSC_{fi}	重油有機分元素組成 (H, O, N, C, S, Cl)	0.1207, 0.0003, 0.0017, 0.8765, 0.0008, 0
T_{dg}	乾燥排ガス温度	90 °C
T_{eg}	乾燥スクラバー排ガス温度	50 °C
T_{dc}	脱水ケーキ温度	20 °C
T_{ds}	乾燥汚泥温度	95 °C
ω	乾燥循環排ガスの引抜量比	0.1
ψ_{dg}	乾燥排ガス相対湿度	0.4
U_d	乾燥機総括伝熱係数	100 kcal/m ² hr °C
M_1	一次燃焼空気比	1.1
M_2	二次燃焼空気比	0.3 ~ 0.9
LF	焼却炉火炉負荷	6.67 × 10 ⁵ kcal/m ² hr
T_{ahi}	一次燃焼空気温度	360 °C
T_{ah2}	二次燃焼空気温度	50 °C
T_{eg}	焼却炉排ガス温度	800 °C
T_{whb}	廃熱ボイラ排ガス温度	400 °C
T_{esg}	スクラバー排ガス温度	40 °C
T_{wsah}	白煙防止用空気予熱温度	137 °C
T_{da}	大気温度	20 °C
I_2	飽和ドレン比エンタルピー	181 kcal/kg
I_3	利用蒸気比エンタルピー	663 kcal/kg
I_4	給水比エンタルピー	80 kcal/kg
δ_{dry}	乾燥機熱損失	0.1
δ_{dg}	乾燥排ガス予熱器熱損失	0.05
δ_f	焼却炉熱損失	0.03
δ_{whb}	廃熱ボイラ熱損失	0.02
δ_{ah}	燃焼用空気予熱器熱損失	0.05
δ_{wsah}	白煙防止用空気予熱器熱損失	0.05
δ_{bb}	バックアップボイラ熱損失	0.15
a_d, b_d	乾燥プロセス電力消費関数係数	87, 0.724
a_f, b_f	焼却プロセス電力消費関数係数	192, 0.994
a_b, b_b	廃熱回収プロセス電力消費関数係数	1.51, 0.494
a_g, b_g	排ガス処理プロセス電力消費関数係数	0.109, 0.841

+

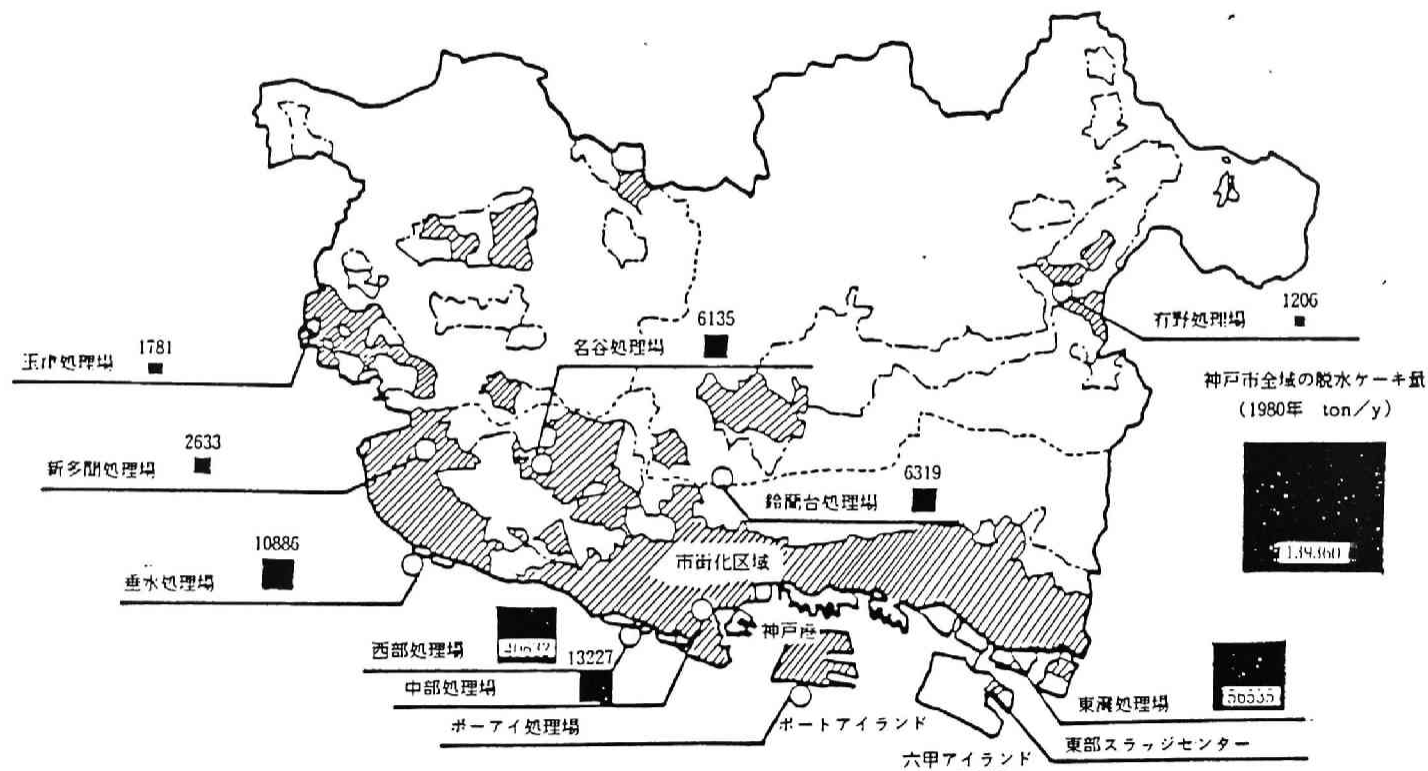


図 3. 2 神戸市のスラッジセンター構想

表 3.2 主 要 機 器 の 仕 様

名 称	仕 様	数 量	備 考	名 称	仕 様	数 量	備 考
ト ラ ッ ク ス ケ ー ル	ロードセル式埋込形 幅3m×長さ8m, 秤量30t, 最小目盛10kg	1基	音声計量案内方式データ処理装置付	サイクロン	接線流入式複式サイクロン ガス量 18,800Nm ³ /h, 除去率70%以上	3基	SUS304
投 入 ク レ ーン	天井走行式バスケットクレーン スパン11.4m×揚程19.1m×容量2.2m ³	2台	1台予備 吊り上げ荷重4.9t	電気集塵機	水平ガス流式乾式集塵機 ガス量 18,800 Nm ³ /h, 除去率 99.7%以上	3基	
脱水ケーキ フ ィ ー ダ	角形ホッパ付スクリュウフィーダ ホッパ容量16m ³ (ロードセル付) 切出し能力2~8t/h×2組(直送, 乾燥)	3基	1次スクリュウ3軸 2次スクリュウ1軸 各2組	排 ガ ス ス ク ラ ー	立形円筒2段充填式 2.21mφ×15.5mH ガス量 19,800 Nm ³ /h, 脱硫率98%以上	3基	SUS316L
乾 燥 機	蒸気間接加熱式4軸ディスク攪はん形 ・伝熱面積200m ² ×水分蒸発量 50t/日×(37kw×2台)	3基	蒸発速度12kg/m ² h 要部SUS316L	誘引ファン	プレートファン 310Nm ³ /分×1,200mAq×132kw	3台	ケーシングSUS304 インペラSUS316L
乾燥ケーキ フ ィ ー ダ	角形ホッパ付スクリュウフィーダ ホッパ容量4m ³ 切出し能力0.3~3t/h×2組	3基		煙 突	鉄筋コンクリート造り外殻収納形 700mmφ×51.5mH(外殻高さ50m)	3本	SUS316L
乾燥排ガス ス ク ラ ー	立形円筒3段スプレー式 1.3mφ×9.75mH, 除湿量2,049kg/h	3基	内面ビニールエステルライニング	灰 ホ ノ バ	鋼製角形下部角錐形 容量45m ³ (ロードセル付)	2基	
焼 却 炉	流動床式汚泥焼却炉 焼却能力150t/日 炉床径3.9m(フリーボード内径6.1m)×全高12.15m	3基	昇温バーナ500L/h オイルガン50L/h ×12本 空気分岐盤SUS304	灰 加 湿 機	連続式2軸ロッドミキサー 20m ² /h×15kw	2基	
廃熱ボイラ	水管式直交流形, スートブロー3台付 伝熱面積162m ² ×蒸発量4,280kg/h ×最高使用圧力12kg/cm ² G	3基	ドラムSB46 水管STB33E	補助ボイラ	炉筒煙管式押込み通風式 伝熱面積29.5m ² ×蒸発量3,000kg/h ×最高使用圧力12kg/cm ² G	1基	クリーンA重油
空気予熱器	立形多管式, 並流一向流2塔式 ショットクリーニング装置付 伝熱 面積322m ² ×交換熱量836Mcal/h	3基	SUS304	重 油 貯 留 タ ン ク	地下式鋼製横置円筒形 容量30kl	2基	
流動ブロウ	単段ターボブロウ 450mmφ×215 m ³ /分×2,500mAq×150kw	3台	ケーシングSUS304 インペラSUS304L	脱臭ファン	FRP製ターボファン 200m ³ /分×370mAq×30kw	2台	
二 次 燃 焼 ブ ロ ウ	ターボファン 200mmφ×75m ³ /分 ×550mAq×18.5kw	3台	ケーシングSUS304 インペラSUS304L	乾 式 脱 臭 装 置	化学物理吸着剤3段充填式 脱臭風量200m ³ /分	1基	カートリッジ式
				土 壌 脱 臭 装 置	面積800m ² ×土壌厚さ350mm 脱臭風量200m ³ /分	1面	向洋ポンプ場構内に 設置
				自 家 発 電 装 置	パッケージ形ガスタービン発電機 3φ・6,600V・60Hz×1,000kw× 1,460ps	1台	クリーンA重油

車、出車時の重量をそれぞれ計量し、その差を演算して運搬量とする2回計量としている。受入時間は7時間/日、6日/週である。脱水ケーキの貯留はピット貯留方式とし、貯留容量は脱水ケーキの受入休止時間帯等を考慮して1000 ton (500 ton×2槽)とした。これは基準処理日量400 tonに対して2.5日分に相当する。ケーキピットの防臭対策として投入ステージの車出入口2ヵ所、ケーキピット投入口4ヵ所のそれぞれに自動扉(空気圧操作、2分割吊下げ引戸式)を設けて臭気を2重遮断するとともに、ピット内臭気を燃焼用空気として吸引することにより、ピット内を負圧状態に保ち臭気が外部へもれるのを防止している。

② 供給設備; 脱水ケーキをケーキピットから小出しホッパへ投入するため、ピット上部に天井走行式バケットクレーンを2台(内1台予備)設置した。クレーンの運転は摺り取り番地順序制御による自動運転を原則とした。すなわち、ケーキピット内を平面的に18ブロックに仮想区画し、小出しホッパ側からの投入指令に応じて、あらかじめ設定された番地順に順次ピットの指定場所から脱水ケーキを摺り取り、指定のホッパへ投入していくものである。脱水ケーキを小出しホッパから焼却炉及び乾燥機へそれぞれ定量的に切出すため、小出しホッパ下部にスクリーフフィーダを2組設けた。このフィーダはケーキ移送用の3連式(1連逆送り)1次スクリーユと、定量切出し用の2次スクリーユ、および排出ゲートで1組を構成され、定量制御は切出された脱水ケーキをコンベヤスケールで計量し、これが設定値になるよう2次スクリーユの回転数制御と排出ゲートの開度調節により行うものである。

③ 乾燥設備; 廃熱回収蒸気で一部脱水ケーキを予備乾燥するため、蒸気間接加熱式乾燥機を流動床炉と一対にして設置した。この乾燥機は4軸ディスク攪拌型の大型乾燥機で、污泥の付着、焼付防止等を考慮して $8\text{ kg/cm}^2\text{G}$ の蒸気で水分80%程度の脱水ケーキを水分40~50%に乾燥することとしている。また伝熱効率を高めるため乾燥污泥の一部を乾燥機の入口側に戻し、污泥の充填率を大きくできるようにしている。乾燥排ガスはスクラバーで冷却除湿された後、キャリアガスとして乾燥排蒸気で加熱の上、再び乾燥機内に送られるが、一部は引抜かれて炉内で燃焼されるようになっている。乾燥污泥はいったん乾燥污泥ホッパに貯留された後、スクリーフフィーダで定量的に切出され、小出しホッパから送られてきた脱水ケーキとコンベヤ上で混合されて、焼却炉へ移送されるようにしている。

④ 焼却設備; 流動床炉はケーキを炉頂部から投入するもので、投入装置としてケーキ投入フィーダ(一軸スクリーユ式)、ケーキ分散機(一軸リボンスクリーユ式)を備えている。また初期昇温用として重油バーナ1基、助燃用としてオイルガン12本を備えている。始動時には昇温バーナを燃焼させ、砂層部の温度上昇速度が 50°C/hr になるよう制御しながら昇温する。砂層温度が 500°C に達するとオイルガンに点火し、 550°C で昇温バーナは停止される。砂層温度が 700°C に達すると昇温が完了しケーキ投入が開始される。定常運転状態では炉頂温度を 850°C 程度に維持するよう燃焼制御することとしている。また排ガス量及び窒素酸化物の発生を抑制するため、低空気比、2段燃焼法を採用しており、1次燃焼空気比1.0~1.1、2次燃焼空気比0.3~0.4で運転することとしている。砂層部の空塔速度は 0.8 m/sec としており、砂層部はSUS 304製の空気分散盤上に4号珪砂が充填され、砂の抜出し、補給装置を備えている。

⑤ 熱回収設備; 流動床炉から排出される高温排ガスの熱を蒸気として回収するため水管式直交流型の廃熱ボイラを設置した。これにより排ガス温度は約 450°C に減温される。回収蒸気は脱水ケーキの予備乾燥のほか、白煙防止用空気の加熱、場内給湯の熱源などに利用され、復水はボイラ給水として再利用される。このボイラは炉出口に設置されるため、灰の付着による伝熱効率低下を防止する必要があるためスートブロー装置を3台備えている。廃熱ボイラから出た排ガスの熱

をさらに回収するため、シェルアンドチューブ式の2塔式空気予熱器を設置した。これにより一次燃焼空気温度は約 50℃ から約 340℃ に加熱され、排ガス温度は約 300℃ に減温される。この空気予熱器には伝熱効率低下を防止するためショットクリーニング装置を備えている。

⑥ 排ガス処理設備；空気予熱器を出た排ガスに同伴して運ばれるダストを除去するため、ツインサイクロン、乾式電気集塵機を設置した。回収灰はいったん灰ホッパに貯留された後、加湿機により水分 30% 程度に加湿されて場外に搬出される。電気集塵機を出た排ガスを冷却水で 40℃ に減温、除湿し、さらに苛性ソーダ溶液で洗浄して硫酸化合物および塩化水素を除去するため、2 段充填式排ガスクラバーを設置した。排ガスクラバーを出た排ガスは誘引ファンにより煙突へ送られ、地上 50 m の高さから大気へ放出される。なお、外気温の低い冬期に白煙が発生しないよう蒸気で約 140℃ に加熱された空気を排ガスに混合し、排ガス温度を約 70℃ に昇温して白煙防止をはかっている。

本施設は 1986 年 6 月より本格稼働に入った。ここでは 1986 年 6 月に行なった実態調査結果¹⁶⁾について述べる。1 系列 200 t/d の設計能力に近い負荷で運転した 3 号炉について、排ガス関係、固体試料関係、排水関係の測定分析を行った。結果として表 3.3 に運転状況のまとめを示す。つぎに分析試料等の測定採取位置を図 3.1 に併記し、各地点における分析測定項目および分析方法を表 3.4 に示し、排ガス性状測定結果、汚泥関係の分析結果、排水性状測定結果を表 3.5 No. 1 ～ 3 に示した。これらの分析測定結果および運転状況データをもとにシステムの物質収支、熱収支を計算した結果が図 3.3 および図 3.4 である。調査時の汚泥性状は脱水ケーキ含水率 81.2%、ケーキ低位発熱量 180 kcal/kg、と含水率の高い、低発熱量性状であった。脱水ケーキ全量の約 40% 強を乾燥し、焼却炉投入ケーキ含水率を 73.3% に低下させて処理が進められている。この乾燥熱源は廃熱ボイラより回収した蒸気により賄われ、蒸気収支は余剰側となっている。システムの補助燃料重油消費量はトンケーキあたり約 23 ℓ、消費電力は約 60 kwh であった。焼却灰性状は全焼却灰の強熱減量 0.77% とほぼ完全分解がはかられていることがわかる。また排ガス中のシアン化水素、アンモニアなどの未燃成分も微量であり、煙突出口臭気濃度 500 以下なる設計条件に対し 20 ～ 100 なる臭気濃度が得られている。ばいじん、SO_x、NO_x などの排ガス成分も十分に処理されていることがわかる。

上述した乾燥焼却システムのエネルギー収支モデルによる計算結果と神戸市東部汚泥処理センターの運転データとの比較を表 3.6 に示す。表中右欄に示した 1986.6 の神戸市東部スラッジセンター稼調調査結果に対して、脱水ケーキ量、脱水ケーキ含水率など表中上段の値を前提とした場合のエネルギー収支モデルによる計算結果を併記している。システム内の各ポイントにおける排ガス量、温度などの計算値と実測値を比較すれば、良好な一致を示していることが分かる。すなわち、助燃料としての重油消費量は実績値 4,272 kg/d に対して、計算値 4,190 kg/d、(3.50) 式で定義されたエネルギー収支量は実績値 74,000 Mcal/d に対し、計算値 77,000 Mcal/d とほぼ満足のいく一致が得られている。この判断は乾燥、焼却、熱回収、排ガス処理の各プロセスより構成される本システムがかなりの大規模システムとなり、これを構成する機器も極めて多くなること、実績値調査時には種々の不確定要因を有することなどを前提としての判断である。

さて本施設はその設計時点から安定、確実な処理性に加えて、省エネルギー的システム、処理コスト低廉なシステムを指向してきた。本調査で得られた補助燃料消費量 22.7 ℓ/t-cake (120.8 ℓ/t-ds) は従来の直接流動焼却の実績 100 ～ 500 ℓ/ton-ds (3.1 はじめに 参照) から比較すれば、最小レベルに属する値である。すでに述べたとおり、処理対象とする脱水ケーキの

表 3.3 神戸市東部スラッジセンターの運転状況 (1986.6)

項 目		単 位	実 績 値	項 目		単 位	実 績 値
脱 水 ケ ー キ	脱水ケーキ処理量	kg/hr	9119	プ ロ セ ス	空気予熱器出口排ガス温度	℃	285
	脱水ケーキ含水量	%	81.2		予熱空気温度	℃	53
	脱水ケーキ有機分率	%	68.5		空気予熱器No.1 総括伝熱係数	kcal/m ² ・hr・℃	23.6
	汚泥固形物高位発熱量	kcal/kg-DS	3850		空気予熱器No.2 総括伝熱係数	kcal/m ² ・hr・℃	19.3
	脱水ケーキ低位発熱量	kcal/kg-WS	182	排 ガ ス 処 理	乾燥排ガスクラバー洗浄水	m ³ /hr	77
乾 燥 プ ロ セ ス	乾燥汚泥含水率	%	41.9		焼却排ガスクラバー洗浄水	m ³ /hr	255
	乾燥汚泥値比	—	0.436		復水冷却水	m ³ /hr	8.1
	蒸気消費量	kg/hr	3968		吸収塔苛性ソーダ (48%溶液)	ℓ/hr	87
	蒸気圧力	kg/m ² G	7.3		白煙防止蒸気消費量	kg/hr	554
	蒸気温度	℃	171		煙突出口排ガス温度	℃	77
	乾燥排ガス温度	℃	115	焼 却 灰 性 状	全焼却灰逆熱減量	%	0.94
	乾燥速度	kg-H ₂ O/m ² ・hr	13.5		ボイラ灰逆熱減量	%	0.39
	乾燥機総括伝熱係数	kcal/m ² ・hr・℃	121		熱交換器灰逆熱減量	%	0.42
焼 却 プ ロ セ ス	炉投入ケーキ含水率	%	73.3		サイクロン灰逆熱減量	%	0.77
	砂層温度	℃	706		EP灰逆熱減量	%	1.57
	フリーボード温度	℃	849	電 力 消 費 量	乾燥電力消費量	kwh/hr	128
	炉出口排ガス温度	℃	831		焼却電力消費量	kwh/hr	142
	炉頂酸濃度	%	5.3		熱回収電力消費量	kwh/hr	13
	空気比	—	1.34		排ガス処理電力消費量	kwh/hr	247
	重油消費量	ℓ/hr	207		電力消費量合計	kwh/hr	530
	炉床汚泥面積負荷	kg-cake/m ² ・hr	538	原 単 位	補助燃料重油	ℓ/ton-cake	22.7
	炉床熱面積負荷	kcal/m ² ・hr	6.76×10 ⁵		"	ℓ/ton-ds	120.8
	空塔速度	m/sec	0.78		電力消費量	kwh/ton-cake	58
熱 回 収	廃熱ボイラ出口排ガス温度	℃	405		"	kwh/ton-ds	309
	廃熱ボイラ給水量	kg/hr	5114		ボイラ給水	m ³ /ton-cake	0.56
	回収蒸気量	kg/hr	4928		"	m ³ /ton-ds	0.30
	蒸気圧力	kg/cm ² G	9.4		苛性ソーダ (48%)	ℓ/ton-cake	9.5
	蒸気温度	℃	179		"	ℓ/ton-ds	50.8
	総括伝熱係数	kcal/m ² ・hr・℃	46.9				

表 3.4 分析測定項目および分析方法

分 析 項 目		分 析 方 法
排 ガ ス 関 連	排ガス流量	JIS Z8808 ビトー管法
	ばいじん	JIS Z8808 円筒ろ紙法
	O ₂ , CO, CO ₂ , N ₂ , H ₂	オルザットガス分析法またはガスクロマトグラフ分析法
	SO _x	JIS K0103 比濁法
	HCl	JIS K0107 チオシアン酸第2水銀法
	NO _x	JIS K0104 亜鉛還元ナフチルエチレンジアミン吸光光度法
	NH ₃	JIS K0099 インドフェノール法
	HCN	JIS K0109 ピリジンピラゾロン法
汚 泥 関 連	臭気強度	東京都告示第238号 三点比較式臭袋法
	含水率	下水道試験法第5章第7節 (105℃)
	強熱減量	下水道試験法第5章第9節
	C, H, N	JIS M8813 を準用 (元素分析計)
	T-S	JIS M8813 を準用 (エシヨカ法)
	T-C I	HNO ₃ 抽出後チオシアン酸第2水銀法
排 水 関 連	発熱量	下水道試験法第5章第16節
	PH	JIS K0102 12 ガラス電極法
	COD	JIS K0102 17 過マンガン酸カリウム消費量
	BOD	JIS K0102 21 ウィンクラーアジ化ナトリウム変法
	SS	JIS K0102 14.1 ガラスろ過法
	CN ⁻	JIS K0102 38 ピリジンピラゾロン法
	Cl ⁻	下水道試験法第3章第28節 クロム酸カリウム硝酸銀滴定法
	T-P	JIS K0102 46 モリブデンブルー法
	T-N	下水道試験法第3章第26節
	NH ₃ -N	下水道試験法第3章第26節 インドフェノールブルー法

燃料性状が非常に低いことを考えれば、まさに乾燥焼却のシステム対応による省エネルギー効果であり、図 3.4 の熱収支より廃熱ボイラの回収スチームがバランスよく脱水ケーキ乾燥用に使用されていることがわかる。脱水ケーキの乾燥と流動焼却を組合せたシステムは筆者らの検討前後から報告され始め、武田¹⁷⁾、高橋ら (横浜市)¹⁸⁾、長濱 (東京都)¹⁹⁾、Vater (西ドイツ、シュツットガルト)²⁰⁾ の報告が見られる。高橋らの例では平均含水率 77.5% の脱水ケーキに対して、直接焼却の燃料消費量はケーキトンあたり 50.0 Nm³ (都市ガス)、乾燥焼却では 4.9 Nm³ と約 1/10 であることが報告されている。また Vater は脱水ケーキの含水率 72% と低いこともあり補助燃料消費はみられず、多段炉システムに対して維持管理コストが 54% 低下したことを報告している。いずれも顕著な省エネルギー化に成功したことが報告されている。それぞれ処理対象の汚泥性状、補助エネルギー形態の相違などがあり、本施設の結果と直接比較することは困難であることはいうまでもない。つまり汚泥性状によって乾燥焼却システムのエネルギー収支が大きく左右されることが予想され、とくに脱水ケーキ性状の影響は大きい。そこで次に乾燥焼却システムに対して種々のモデル計算を行い、乾燥プロセスにおける最適含水率の存在、汚泥性状の変動と乾燥焼却システムの成立条件に係わる諸点について議論を進めることとする。

(3) 乾燥プロセスにおける最適含水率の検討

乾燥焼却システムの最適設計を考える上では、焼却プロセスの自然条件と系全体のスチーム収支との関係から乾燥ケーキ含水率に最適点が存在することを考慮することが不可欠となる。つまり乾燥ケーキ含水率を下げて焼却プロセスに投入すれば焼却炉の自然点を越え、その制御性に難

+

表 3.5 No.1 排ガス性状測定結果

項 目	単 位	乾燥機 入	乾燥機 出	乾燥機 スクラバー 出	焼却炉 出	熱交換器 出	サイクロン 出	E P 出	焼却炉 スクラバー 出	焼却炉 出
		G-2	G-1	G-2	G-3	G-4	G-5	G-6	G-7	G-8
排ガス(乾き)量	Nm ³ /hr	3,113	3,375	3,645	11,980	12,020	10,790	13,690	14,500	15,000
排ガス(湿り)量	Nm ³ /hr	3,227	6,780	3,780	20,900	19,900	17,750	21,500	21,900	16,200
排ガス温度	℃	140	115	31	858	410	273	265	252	43
排ガス圧力	mmAq	+10	-45	-113	-40	-60	-130	-230	-213	-510
水分(H ₂ O)	%	3.7	50.2	3.7	42.6	39.6	39.2	36.4	33.3	7.4
酸素(O ₂)	%	20.5	19.6	20.5	8.0	6.2	6.1	6.4	8.2	8.4
窒素(N ₂)	%	78.7	79.7	78.7	79.5	81.4	81.4	81.3	80.4	80.4
二酸化炭素(CO ₂)	%	0.85	0.7	0.85	10.2	12.5	12.3	12.2	11.1	10.2
ばいじん	g/Nm ³	0.003	0.27	0.003	73.92	44.52	31.80	4.95	0.011	0.006
硫酸酸化物(SO _x)	ppm	126	130	126	469	-	-	-	790	4
窒素酸化物(NO _x)	ppm	<1	<1	<1	76	-	-	-	12	15
塩化水素(HCl)	ppm	108	360	108	300	-	-	-	423	4
一酸化炭素(CO)	ppm	8.0	19.0	8.0	85.4	12.7	7.7	10.2	11.5	7.2
シアン化水素(HCN)	ppm	0.35	1.55	0.35	<0.1	-	-	-	<0.1	<0.1
アンモニア(NH ₃)	ppm	30.9	1,950	30.9	29.9	-	-	-	31.1	1.6
臭気濃度	-	3.100	4.200	3.100	98	98	98	98	98	17

表中の値は 1996. 6. 12 の測定平均値

表 3.5 No.2 汚泥関連分析結果

項 目	単 位	脱 水 ケ ー キ S-1	乾燥汚泥 S-2	ボイラ灰 S-3	熱交換器 灰 S-4	サイクロン 灰 S-5	E P 灰 S-6	焼却灰 S-7
含水率	%	81.2	41.9	-	-	-	-	-
高位発熱	kcal/kg	-	3,850	-	-	-	-	-
強熱減量	%	-	68.5	0.39	0.42	0.77	1.57	0.94
C	%	-	35.6	-	-	-	-	-
H	%	-	5.4	-	-	-	-	-
N	%	-	5.3	-	-	-	-	-
S	%	-	1.1	-	-	-	-	-
Cl	%	-	1.0	-	-	-	-	-
O 平均粒径	μm	-	20.1	-	-	-	-	-
		-	-	210	190	50	3.2	42

表 3.5 No.3 排水性状測定結果

項 目	単 位	給 水 (処理水) W-1	乾燥スクラバー 排 水 W-2	焼却スクラバー 排 水 W-2	総 排 水 W-4
流 量	m ³ /hr	-	80	260	348
PH	-	7.7	9.1	6.6	7.7
C O D	mg/l	21.1	48.0	27.8	28.9
B O D	mg/l	5.4	99.0	10.2	27.0
S S	mg/l	1.9	8.0	1.6	2.9
C N ⁻	mg/l	<0.02	<0.02	1.24	0.57
T - N	mg/l	49.2	99.0	59.1	59.2
T - P	mg/l	0.52	0.65	0.75	0.66
Cl	mg/l	330	300	425	369
NH ₃ - N	mg/l	39.4	93.3	54.2	53.0

+

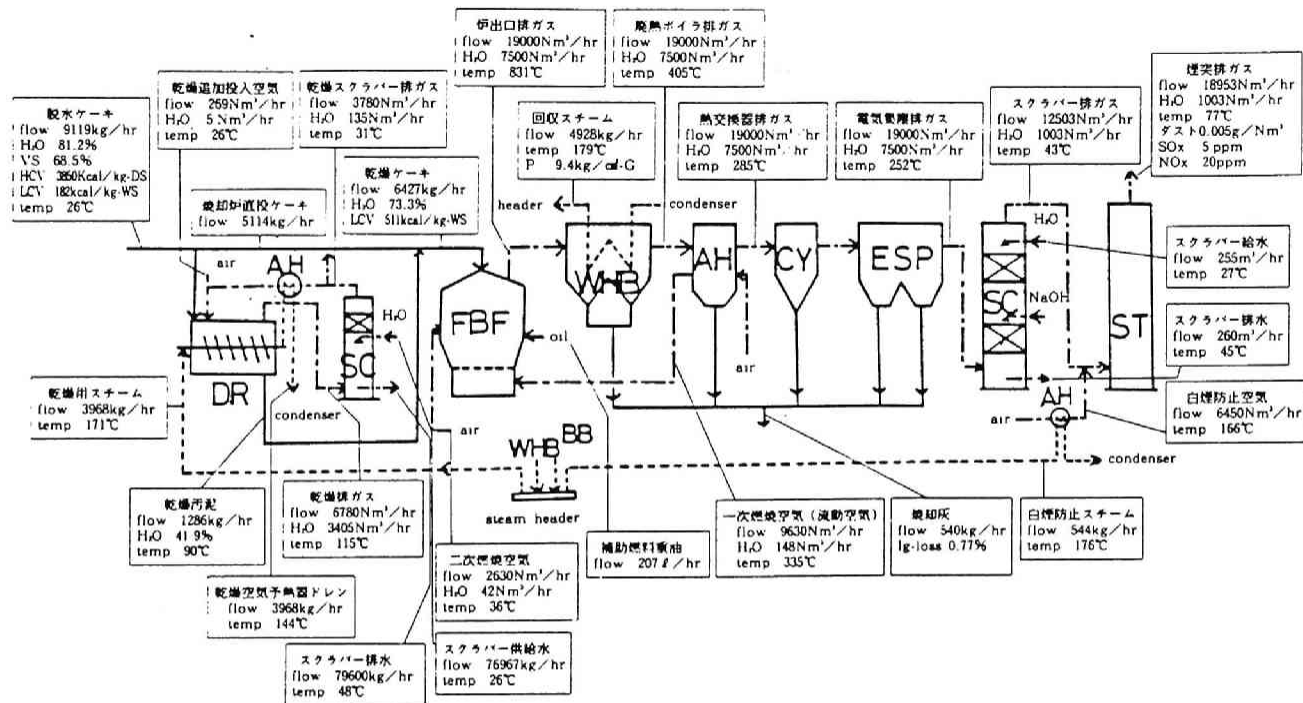
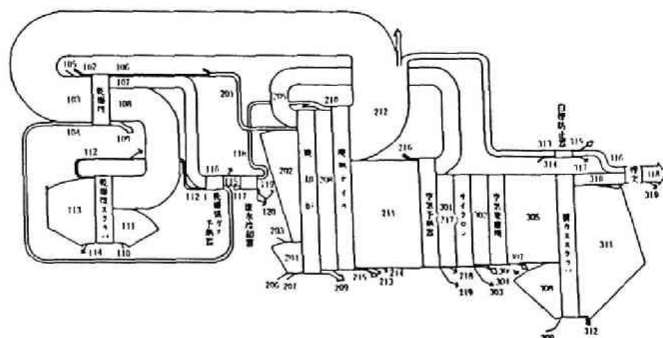


図 3. 3 神戸市東部汚泥処理センター 物質収支

(DR:乾燥機, FBF:流動床炉, WHB:廃熱ボイラ,

AH:空気予熱器, CY:サイクロン, ESP:電気集塵機,

SC:スクラバー, ST:煙突, BB:補助ボイラ)



乾燥機まわり			
項	1	2	3
入	102 脱水ケーキ 顕熱	9.0	3.0
熱	103 蒸気 顕・潜熱	262.3	90.0
熱	104 乾燥ケーキガス 顕・潜熱	19.7	6.8
熱	105 乾燥機排気 顕・潜熱	0.6	0.2
熱	計	291.6	100
出	106 脱水ケーキ 顕熱	6.9	2.4
熱	107 蒸気 顕熱	68.5	23.5
熱	108 ケーリアガス 持出熱	190.0	65.2
熱	109 乾燥機排気 損失熱	26.2	8.9
熱	計	291.6	100

乾燥機スクラバまわり			
項	1	2	3
入	108 ケーリアガス 持込熱	190.0	48.5
熱	110 乾燥機排気 顕・潜熱	0.6	0.2
熱	111 冷却水 顕熱	200.1	51.2
熱	計	390.7	100
出	112 ケーリアガス 持出熱	10.1	2.6
熱	113 スクラバ排水 顕熱	380.5	97.4
熱	114 乾燥機スクラバ 損失熱	0.1	0.0
熱	計	390.7	100

乾燥機ガス予熱器まわり			
項	1	2	3
入	107 蒸気 顕熱	68.5	88.8
熱	112-1 乾燥機ケーリアガス 顕・潜熱	8.6	11.2
熱	計	77.1	100
出	104 乾燥機ケーリアガス 顕・潜熱	19.7	25.5
熱	115 排水 顕熱	57.2	74.2
熱	116 乾燥機ガス予熱器 損失熱	0.2	0.3
熱	計	77.1	100

脱水冷却器まわり			
項	1	2	3
入	115 排水 顕熱	57.2	73.0
熱	117 冷却水 顕熱	21.2	27.0
熱	計	78.4	100
出	118 排水 顕熱	23.9	30.5
熱	119 冷却水排水 顕熱	51.0	65.0
熱	120 排水冷却器 損失熱	3.5	4.5
熱	計	78.4	100

焼却炉まわり			
項	1	2	3
入	201 投入ケーキ 顕熱	18.5	1.9
熱	202 ケーリアガス 顕熱	659.9	67.9
熱	203 補助燃料 顕熱	0.2	0.0
熱	204 補助燃料 燃焼熱	191.4	19.7
熱	205 流動空気 顕熱	99.6	10.2
熱	206 二次燃焼空気 顕熱	2.5	0.3
熱	207 冷却水 顕熱	0.2	0.0
熱	計	972.3	100
出	208 排ガス持出熱	947.5	97.4
熱	209 焼却炉 損失熱	24.8	2.6
熱	計	972.3	100

脱熱ボイラまわり			
項	1	2	3
入	208 排ガス持込熱	947.5	97.5
熱	210 ボイラ給水 顕熱	24.7	2.5
熱	計	972.2	100
出	211 ボイラ 出口排ガス持出熱	630.1	64.8
熱	212 蒸気 顕・潜熱	326.7	33.6
熱	213 連続ボイラ持出熱	3.9	0.4
熱	214 排灰 顕熱	1.0	0.1
熱	215 脱熱ボイラ 損失熱	10.5	1.1
熱	計	972.2	100

予熱器熱収支			
項	1	2	3
入	211 排ガス持込熱	630.1	97.6
熱	216 流動空気 顕熱	15.4	2.4
熱	計	645.5	100
出	205 流動空気 顕熱	99.6	15.4
熱	217 排ガス持出熱	642.6	84.1
熱	218 排灰 顕熱	0.3	0.0
熱	219 予熱器熱 損失熱	3.0	0.5
熱	計	645.5	100

サイクロンまわり			
項	1	2	3
入	301 排ガス持込熱	542.6	100
熱	計	542.6	100
出	302 サイクロン出口排ガス持出熱	527.6	97.2
熱	303 排灰 顕熱	1.6	0.3
熱	304 サイクロン損失熱	13.4	2.5
熱	計	542.6	100

電気集塵機まわり			
項	1	2	3
入	302 排ガス持込熱	527.6	100
熱	計	527.6	100
出	305 電気集塵機出口排ガス持出熱	515.3	97.6
熱	306 排灰 顕熱	0.3	0.1
熱	307 電気集塵機 損失熱	12.0	2.3
熱	計	527.6	100

排ガススクラバまわり			
項	1	2	3
入	305 排ガス持込熱	515.3	61.4
熱	308 スクラバ給水 顕熱	323.7	38.6
熱	309 薬液 顕熱	0.2	0.0
熱	計	839.2	100
出	310 スクラバ出口排ガス持出熱	57.4	6.8
熱	311 スクラバ排水 顕熱	776.8	92.6
熱	312 排ガススクラバ 損失熱	5.0	0.6
熱	計	839.2	100

白煙防止器まわり			
項	1	2	3
入	313 熱交入口蒸気持込熱	36.8	84.4
熱	314 白煙防止器 顕熱	6.8	15.6
熱	計	43.6	100
出	315 熱交出口蒸気持出熱	9.6	22.7
熱	316 白煙防止器 損失熱	33.4	76.6
熱	317 白煙防止器 損失熱	0.3	0.7
熱	計	43.6	100

煙突まわり			
項	1	2	3
入	316 白煙防止器 損失熱	33.4	36.8
熱	310 排ガス持込熱	57.4	63.2
熱	計	90.8	100
出	318 煙突出口排ガス持出熱	89.0	98.0
熱	319 煙突 損失熱	1.8	2.0
熱	計	90.8	100

図 3. 4 神戸市東部汚泥処理センター 熱収支
(0℃, 高位発熱量基準)

+

表 3.6 エネルギー収支モデルの計算結果と実績値の比較

項	目	計 算 値	実 績 値 (1986 6 運転時)
脱水ケーキ量	(kg/d)	219,000	
脱水ケーキ含水率	(-)	0.812	
汚泥有機分率	(-)	0.685	
汚泥有機分発熱量	(kcal/kg-VS)	5,620	
乾燥汚泥含水率	(-)	0.419	
乾燥汚泥量比	(-)	0.436	
焼却排ガス温度	(°C)	830	
乾燥排ガス量	(Nm ³ /d)	198 × 10 ³	163 × 10 ³
乾燥循環ガス予熱温度	(°C)	131	140
乾燥蒸気消費量	(kg/d)	99,417	95,232
焼却炉排ガス湿ガス量	(Nm ³ /d)	463 × 10 ³	456 × 10 ³
焼却炉排ガス水分量	(Nm ³ /d)	175 × 10 ³	180 × 10 ³
スクラパー排ガス湿ガス量	(Nm ³ /d)	311 × 10 ³	300 × 10 ³
スクラパー排ガス水分量	(Nm ³ /d)	23 × 10 ³	24 × 10 ³
廃熱ボイラ排ガス温度	(°C)	400	405
白煙防止後排ガス温度	(°C)	71	77
廃熱ボイラ蒸気発生量	(kg/d)	123,241	118,272
白煙防止用蒸気消費量	(kg/d)	12,398	13,296
重油消費量	(kg/d)	4,190	4,272
電力消費量	(kg/d)	14,396	12,720
蒸気収支量	(kg/d)	11,426	9,744
エネルギー収支量	(Mcal/d)	77,000	74,000

+

点を生じ、系全体のスチーム収支は不足側となり余分なエネルギー投入が必要となる。一方、乾燥ケーキ含水率が高く炉の自然点以下である場合には焼却プロセスにおいて助燃料重油の消費があり、廃熱ボイラの回収スチームが乾燥消費スチームを上回ることとなる。

乾燥ケーキ含水率と系全体のエネルギー収支の関係を示したのが図 3.5 である。ここでは 3.2 のプロセスモデルにおいて乾燥汚泥量比 $F = 1$ とした場合、すなわち全量乾燥の結果を示しており、乾燥汚泥含水率と乾燥ケーキ含水率の値は一致する。図 3.5 のいずれの図も横軸に乾燥ケーキ含水率をとり、左図左縦軸は上方に重油消費量、下方に余剰スチーム量、右縦軸に電力消費量を示し、右図にはエネルギー収支量として系全体のエネルギー消費量を示している。また図中では脱水ケーキ含水率 WC_{dc} をパラメータとして各曲線を示している。 $WC_{dc} = 0.85$ の場合の各エネルギー曲線をみれば、重油消費量は乾燥ケーキ含水率 $WC_d = 0.85$ 、すなわち直接焼却システムで約 600 t/ds であるが、乾燥ケーキ含水率を低下させていけば重油消費量は減少し、 $WC_d = 0.75$ 前後で最小（約 250 t/ds）となり、さらに WC_d を下げていけば徐々に重油量は増加し、 $WC_d = 0.1$ では無乾燥システムに近い約 500 t/ds の燃料消費となる。これは $WC_d > 0.75$ の領域では焼却炉の自然条件から系全体のエネルギー収支が決定され、この領域では図 3.5 のとおり余剰スチームの発生がみられ、一方 $WC_d < 0.75$ では乾燥用スチームなど消費スチームと廃熱ボイラ回収スチーム量との間のバランスから系全体のエネルギー収支が決定されるためである。消費電力量は乾燥機駆動用電力やスチーム供給用電力消費を反映して無乾燥の約 430 kwh/t ds にたいして乾燥焼却システムでは増加し、 $WC_d = 0.75$ で約 460 kwh/t ds となり、乾燥ケーキ含

+

水率を低下させるに従いわずかに上昇していく。そして重油消費、電力消費を考慮した(3.50)式によるエネルギー収支量は図 3.5 右図のとおり、重油量の曲線とほぼ同傾向の曲線を示し、 $WC_d = 0.75$ 前後で最小となる。脱水ケーキ含水率 0.80 の場合もこれとほぼ同様の傾向を示すが、脱水ケーキ含水率が 0.75 以下となってくると異なる傾向を示し始める。すなわち、脱水ケーキそのもので自燃性状までにはなっていない場合は無乾燥システムでは重油消費がみられるものの、適切な乾燥ケーキ含水率をとってやればオイルレスとすることができる。たとえば $WC_{dc} = 0.75$ の場合に $WC_d = 0.65 \sim 0.70$ としてやれば乾燥焼却によるエネルギー有効利用からオイルレスシステムとすることができる。そしてさらに脱水ケーキ含水率が下がると焼却炉の自燃性状に近づく($WC_{dc} = 0.7$ 以下)、この場合では無乾燥システムが最小のエネルギー消費量を示すこととなる。このように脱水ケーキ含水率が高く、燃料性状が悪い場合には乾燥焼却システムによるエネルギー効率化が図れ、その低減効果はエネルギー消費量として 50% 以上に及び、乾燥プロセスの生成污泥含水率にエネルギー収支上の最適値が存在することがわかった。ちなみに高含水率ケーキに乾燥プロセスを介在させる場合、最適となる乾燥ケーキ含水率は脱水ケーキ含水率 $WC_{dc} = 0.85$ に対して $WC_d = 0.75$ 前後、 $WC_{dc} = 0.8$ に対して $WC_d = 0.7$ 前後である。

ところが一般の乾燥機に比べ、污泥を対象とする乾燥機では污泥の粘着性、造塊性などにより自由な含水率設定とする装置設計を行うのは困難な場合が多い。また運転制御面からみても負荷変動に対して乾燥污泥の設定含水率を制御するのは容易ではない。そこでモデルでも示したとおり乾燥污泥含水率 WC_{dc} に加えて乾燥污泥量比 F を設計変数に加えて考察したのが図 3.6 である。つまり F に相当する污泥量は WC_{dc} まで乾燥を行い、 $(1-F)$ に相当する污泥は無乾燥のままバイパスさせ乾燥污泥と混合のうえ焼却炉に投入させる。図 3.6 では乾燥污泥含水率 $WC_{dc} = 0.4$ とした場合の乾燥污泥量比とエネルギー諸量の関係を横軸に乾燥污泥量比 F をとって示している。図 3.5 とは横軸方向に逆の関係であり、 $F = 0$ の場合の無乾燥システム、 $F = 1$ の全量焼却システムとも消費エネルギー量は多く、 $F = 0.5$ 前後でエネルギー最小となることがわかる。なおエネルギー収支に対するこれらのシミュレーションの最適性については非線形計画法を用いた最適設計の結果から確認しており²¹⁾、この結果については第 4 章に述べる。

(4) 污泥性状とエネルギー収支

前節で示したとおり、直接焼却システムに対して乾燥焼却システムではエネルギー効率化が図れることがわかった。しかしこのシステムのエネルギー収支が污泥の燃料性状に左右されることは脱水ケーキ含水率により乾燥ケーキの最適含水率が異なることから明らかである。含水率に加えて大きく燃料性状に差が生ずるものとして污泥の有機分率がある。前節での検討は有機分率 $VS_d = 0.7$ (固形物当たりの高位発熱量は表 3.1 より 3900 kcal/kg-DS に相当) とした場合の結果を記した。ここでは污泥性状変化として脱水ケーキ含水率に加えて、污泥有機分率を考慮に入れて考察することとした。その範囲は污泥燃料性状に関する筆者らの過去の調査データ^{22) 23) 24)} および種々の報告値^{25) 26) 27)} をもとに脱水ケーキ含水率については 85% ~ 65%、污泥有機分率については 80% ~ 60% とした。脱水ケーキ含水率に污泥有機分率も加えて乾燥焼却システムのエネルギー収支について検討を加えたのが図 3.7 である。図 3.7 では直接焼却の場合のエネルギー諸量も併記している。横軸に脱水ケーキ含水率をとり、有機分率の変化は各曲線に対してパラメータとして示している。まず直接焼却システムの場合(実線)、有機分率 $VS_d = 0.8$ で焼却炉自燃となるのは脱水ケーキ含水率 $WC_d = 0.72$ 、 $VS_d = 0.6$ では $WC_d = 0.66$ であることが読み取れる。これらの含水率以下では全エネルギー消費量に対してほとんど変化はみられない。そして図 3.7 左下図に示されるとおり焼却炉の自燃線は右上がりの直線となっていることがわかる。こ

+

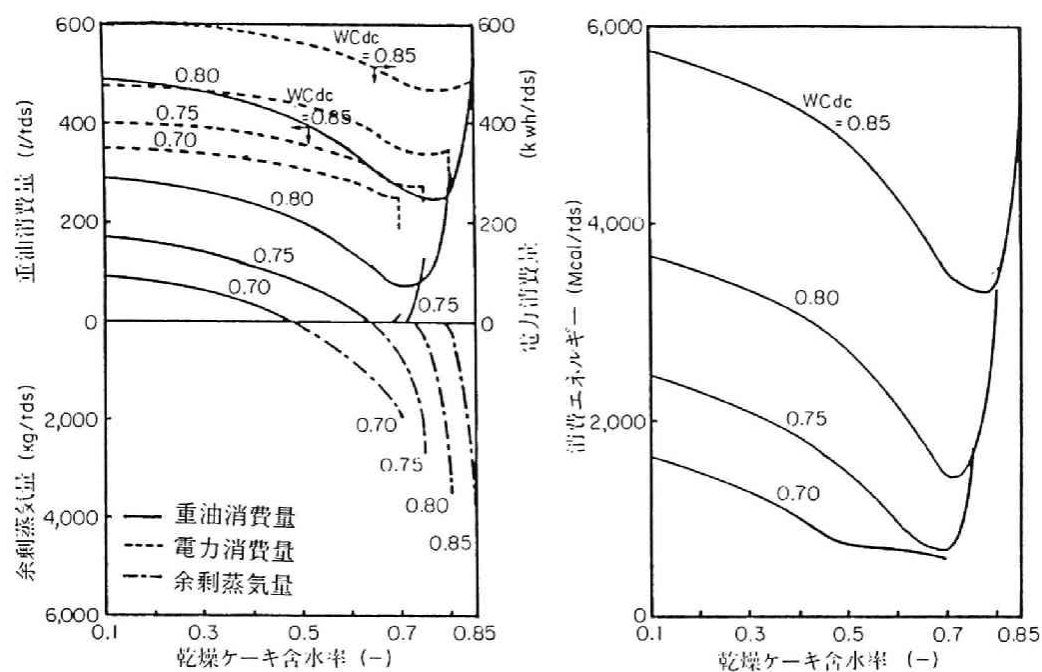


図 3. 5 乾燥ケーキ含水率とエネルギー収支の関係 ($\text{VS}_a = 0.7$)

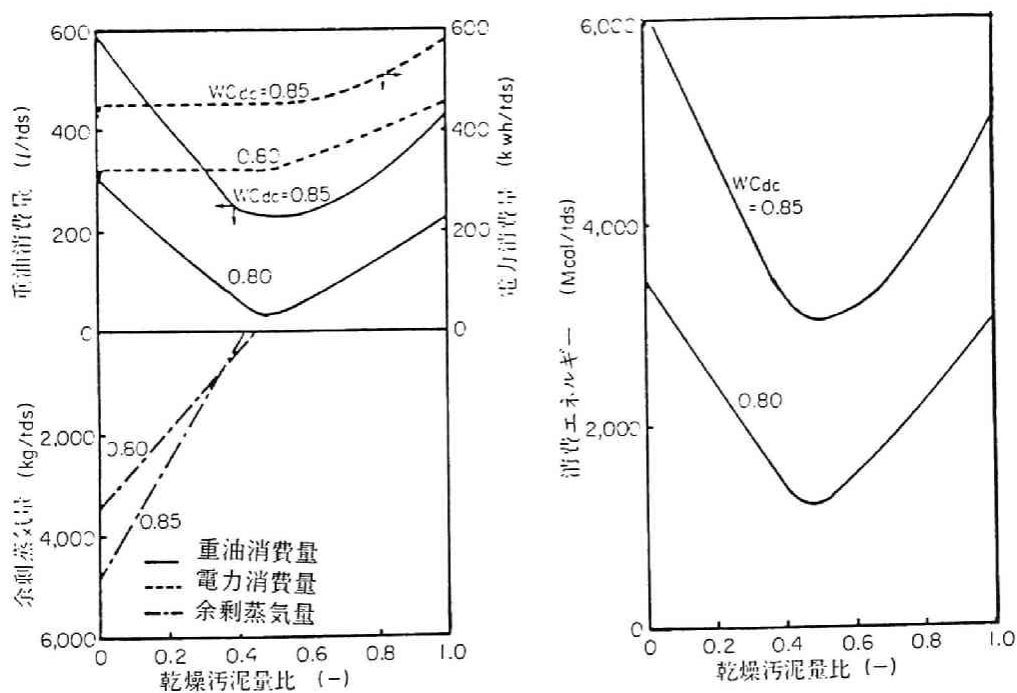


図 3. 6 乾燥汚泥量比とエネルギー収支の関係 ($\text{WC}_a = 0.4, \text{VS}_a = 0.7$)

+

れはすでに京才ら²⁸⁾、笠倉²⁹⁾により指摘されたとおり、同一低位発熱量であっても炉の熱的特性が異なり、含水率の高いケーキは含水率の低いケーキに比べて熱的特性が劣ることを再確認するものである。つぎに乾燥焼却の場合（点線）、いずれの有機分率に対しても脱水ケーキ高含水率側では多大の助燃料重油の低減が図れ、全消費エネルギーも低減化されることが確認される。そして乾燥焼却システムにより重油消費量を零とできる（以下、システム自燃と称する）点は污泥有機分率 $VS_d = 0.8$ で脱水ケーキ含水率 $WC_{dc} = 0.79$ 、 $VS_d = 0.6$ で $WC_{dc} = 0.75$ と直接焼却に比較してかなりの高含水率側であることがわかる。言い換えれば、乾燥焼却システムをとることにより脱水ケーキ含水率が7～10% 高くともシステム自燃とできることとなる。これは乾燥および乾燥排ガスのスクラバー工程で水分除去されることにより、焼却排ガスの保有水分が乾燥焼却システムで大きく低減されることが（排ガス中水分の定圧比熱は乾ガスのそれに比べて約2倍の値である）大きな理由である。また全エネルギー消費量の曲線をみれば、直接焼却と乾燥焼却でほぼ同量のエネルギー消費となる点是有機分率 $VS_d = 0.8$ で脱水ケーキ含水率 $WC_{dc} = 0.72$ 、 $VS_d = 0.6$ で $WC_{dc} = 0.66$ である。そして直接焼却における自燃線に相当する乾燥焼却のシステム自燃線は図3.7 左下図に示したとおりであり、システム自燃となる脱水ケーキ低位発熱量は有機分率0.6～0.8の範囲で350～400 kcal/kg-WSである。これは直接焼却の自燃線が同じ範囲で700～750 kcal/kg-WSであることと比較すれば、かなりの低燃料性状污泥まで乾燥焼却システムをとることによりオイルレスとすることができを示している。

3.4 乾燥焼却システムの経済性解析

(1) 污泥処理システムの経済性評価方法

前節までに示してきたとおり、下水污泥の乾燥焼却システムは一般に含水率0.70 前後以上の

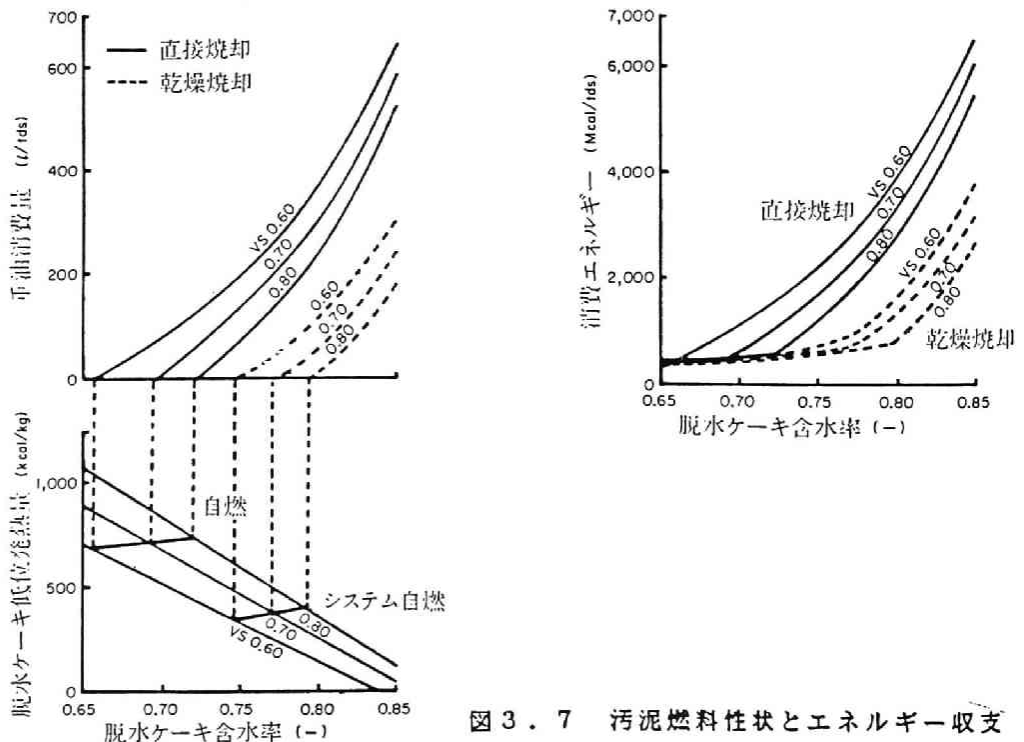


図3.7 污泥燃料性状とエネルギー収支

高含水率ケーキに対してエネルギー評価の高いシステムとなることが確認された。つぎに乾燥焼却システムを経済性の視点からみると、エネルギー消費量の低減によるプラス効果がある一方、乾燥機付加にともなう初期投資の増加と言う側面を合せもつ。すなわち、乾燥焼却システムにおいてはエネルギーコスト低減効果と投資資本増加の両側面をコスト評価において考える必要が生ずる。そこで乾燥焼却システムの直接焼却システムに対する経済性解析を行うこととするが、比較検討基礎データとして神戸市東部汚泥処理センターの概念設計結果を用いる。これは実プラント運転データとして両システムを比較するのは汚泥性状、運転形態、処理規模の差など多くの点から困難であり、また現実にも両システムを比較し得るプラントがないためである。そこで同一設計条件下で設計した両システムの処理コストを比較することとしたが、まず汚泥処理システムの経済性評価について、その考え方と方法について述べる。

システム代替案選択にあたっては地域条件や社会情勢を勘案したうえで、できるかぎり望ましいシステムを選択しなければならないことはいうまでもない。このとき代替案の望ましさをの程度を何らかの視点から測定するための尺度を評価基準 (criterion) と呼んでおり、効率 (efficiency) ・有効度 (effectiveness) などが望ましさをの尺度として使われている³⁰⁾。そしてこの効率・有効度などの評価尺度の基本となるのが金額尺度としての経済性である。当然のことながら評価基準としては多くの尺度が存在し、汚泥処理システムを対象として考えれば省エネルギー性、環境保全性やシステム信頼性などの尺度が即座に挙げられよう。これら複数の評価基準の取り扱いに関しては多属性効用理論など多目的手法の適用などが考えられる。多くの評価基準のなかでも経済性は重要な評価基準であり、また種々の基準の最終的な評価尺度として経済性が用いられることが多い。さてエンジニアリングシステムのコスト解析においては投下資本や運転管理費の時間的価値の取り扱いが問題となる³¹⁾。とくに下水汚泥処理システムのライフサイクルは通常数十年と長く、また評価はライフサイクルコストを用いるのが適切であると考えられることから資金の時間的価値の換算が重要な意味をもつ。一般のエンジニアリングシステムは投資活動にともなう利益の確保を目的とするものであり、経済性の評価も時間価値を加味した利益と投資額の差を比較する方法や予想利益率または回収期間を比較する方法を用いることとなる³²⁾。このような利益を前提とした経済性評価方法には経済耐用期間中に得られる利益総額と投資総額の差をとる現在価値法 (Net Present Worth - NPW 法)、平均年間利益額と投資額の年間要回収額の差をとる年間純資産法 (Net Annual Worth - NAW 法) が代表的である。また耐用年数が異なるシステムを比較する場合に信頼性が高いとされる方法として割引利益率法 (Discounted Cash Flow - DCF 法) がある。これはプラントのキャッシュインフローの現在価値総額とキャッシュアウトフローの現在価値総額が等しくなるような利率を割引利益率といい、この大小を比較するものである。このほか資本回収率 (初期投資額に対する平均年間利益の比)、この逆数である投資回収期間により経済性評価をおこなうこともある。

このような一般的なエンジニアリングシステムの経済性評価方法を汚泥処理システムのような公共システムの経済性評価にそのまま適用するには対象とするシステムや投資の背景が異なるため、何らかの工夫が必要となる。平岡らは下水汚泥の嫌気性消化システムの高効率化に伴う経済性評価研究において、「付加的投資回収年数」・「投資回収後利益」の概念を用いている³³⁾。この研究においては従来より普及している初沈汚泥と終沈余剰汚泥の混合汚泥を嫌気性消化し、発電を行なわないシステムをベースシステムと考え、ベースシステムの建設費と高効率化をはかったシステムの建設費の差 (Ca) を付加的投資とした。そしてこれを補う原資として高効率化をはかった対象システムとベースシステムの維持管理費用の差 (R) を考えると、一般的なシステ

ムの経済性評価問題として取り扱うことができる。このとき付加的投資回収年数は利率 i とすると、付加的投資回収年数 N, R, Ca には次の関係が成り立つ。

$$Ca = \sum_{k=1}^N R / (1+i)^k$$

$$= \{(1+i)^N - 1\} R / \{i(1+i)^N\} \quad (3.51)$$

よって付加的投資回収年数 N は

$$N = -\log(1-Z) / \log(1+i) \quad (3.52)$$

ただし $Z = Ca \cdot i / R$

これは一般に利益をもたない汚泥処理システムに対し、システムの改善に伴う付加的な建設費のみを投資と考え、コスト削減額を利益と考えることにより一般の経済性評価問題としている点に特徴がある。しかしながら汚泥処理システムのような公共的なシステムに対して収益を考えることは本質的に困難であり、上のような例は稀なケースであるといえる。そこで本研究における経済性評価の方法としては対象システムの建設費と各年の維持管理費の現在価値の和を耐用期間に必要となる総処理費用の大小により比較することを考える^{34) 35) 36)}。いま対象システムの建設費を CC 、毎年の維持管理費用を OC_k 、耐用年数を n 、利率 i とすると、総処理費用 TC は

$$TC = CC + \sum_{k=1}^n (PWF) OC_k \quad (3.53)$$

ここで PWF は先に述べた時間的価値を換算する係数で現価係数と呼ばれ次式で示される。

$$PWF = 1 / (1+i)^k \quad (3.54)$$

年間処理費用 OC_k を一定 ($=OC$) とすると

$$TC = CC + \{1 - (1+i)^{-n}\} OC / i \quad (3.55)$$

(3.55) 式の時間的価値を考慮した総処理費用による評価は現価法と呼ばれ、Tytheca³⁴⁾ や Middleton ら³⁵⁾ の下水処理システムの最適化研究における目的関数としても用いられている。同様の考え方で投下資本の年間に必要な回収額を年間の維持管理費用に加算したものを比較することもできる^{36) 37)}。これを年間処理コスト法 (AAC 法) と呼ぶ。上と同様の仮定をおくと、平均年間処理費用 AAC は

$$AAC = i / \{1 - (1+i)^{-n}\} \cdot \{CC + \sum_{k=1}^n (PWF) \cdot OC_k\} \quad (3.56)$$

で示される。(3.55) 式と同様、 $OC_k = OC$ とすれば

$$AAC = i / \{1 - (1+i)^{-n}\} \cdot CC + OC \quad (3.57)$$

松田は (3.55) 式による方法を NPW 法、(3.56) 式による方法を NAW 法と呼んでいる。以上のような考え方で汚泥処理システムの経済性評価を進めることとするが、年間処理量を X として次式により示される費用を年間平均単位費用 UAC とする。

$$UAC = AAC / X \quad (3.58)$$

実際に経済性評価を行うにあたって、とくに問題となるのが概算コストの算定方法である。コスト算定方法としては大きくわけてモデル積算法とパラメータ法がある^{38) 39) 40)}。モデル積算法は積算項目を種々の項目に分け、個々の費用を積算して全体の費用を見積る方法であり、設計モデルにもとづき積算する方法といえる。これに対しパラメータ法はプロセスコストを、たとえば C_p

$=f(Q)$ 、 Q ：処理量のような形で式に含まれるパラメータを整理し、これを主要プロセスについて求め全体の費用を見積る方法であり、プラント設計ではよく用いられる。このとき主要プロセス以外の補機類や電気設備などは付帯設備のコストファクターとして式に含まれることとなる。いずれのコスト算定法を用いるかは、コスト評価の目的（代替案の比較か、財政的措置のためかなど）や算定される時期・段階（概念設計段階か、詳細設計段階か）などにより変わってくるものと思われる。

（２）神戸市東部污泥処理センターの概念設計と経済性評価

神戸市は1951年に下水道事業に着手して以来、今日まで順次整備区域の拡大を図ってきた。その結果、既成市街地についてはほぼ下水道整備を終え、1980年度末の人口普及率は87%、日平均処理量は約40万 m^3/d に達している。先の図3.2で示したとおり、市内各地の下水処理場にて下水処理を行った結果発生する下水污泥は1980年で脱水ケーキ量として約14万 t/y となった。この下水污泥の処分については市域の3分の2が市街化調整区域であり、山間部も多く最終処分地の立地に恵まれていたため、1970年代後半までは市営の最終処分場に脱水ケーキ形態で一般廃棄物とともに埋立処分を行ってきた。ところが1980年末、同処分場が埋立完了、閉鎖されるにいたって、これに続く新規処分場の用地取得難や廃棄物受入基準レベルの強化にともない、脱水ケーキ形態での埋立処分は困難となった。このため暫定措置として脱水ケーキを特殊セメントと混練し、さらに土砂と混合、性状改善をはかり、造成中の六甲アイランドの埋立に供することとした。この当面の対策とは別に、脱水ケーキ形態の埋立処分が徐々に困難となってきた1977年から下水污泥処理処分の長期的対策の検討が開始された。本格的な下水污泥の処理処分については多くの検討を行ったが、脱水ケーキとして年間10万ton以上も発生している下水污泥を長期的に安全かつ安定的に処分するには焼却方式が最も望ましいとの結論を得た。1982年当時の計画では下水処理量の増加や高度処理等による将来の下水污泥量の増大を考え、焼却処理施設を神戸市の東西2ヵ所に設けるスラッジセンター構想とした。当面は現在埋立中の六甲アイランドに焼却施設を建設することとし、焼却処理システムの技術検討が1982年6月、神戸市下水污泥処理技術検討委員会に神戸市長より諮問され、焼却を中心とした污泥処理システムの概念設計が実施された⁴⁾。

東部スラッジセンターの技術検討を進めるに際して提示された導入システムの前提条件は脱水ケーキ日量最大600ton（3系列）の処理能力を持ち、次の機能が満足される施設であるとされた。

1. 神戸市の下水污泥を集中処理する施設であり、安定、確実な処理が行えること。
2. 環境保全が十分に行えること。
3. 省エネルギーシステムであること。
4. 処理経費が低廉であること。

これらの機能は当スラッジセンターが当面は本市で一箇所だけの施設であり、しかも設置される場所が造成中の海上都市六甲アイランドの都市機能用地に隣接していることなどから要求されたものである。処理対象污泥性状の設定値は脱水ケーキ含水率83.3%、有機分率69%、ケーキ低位発熱量150 kcal/kg であった。大気汚染物質、悪臭など環境保全にかかわる公害防止基準の設計仕様は表3.7にまとめて示している。

本システムを構成する要素技術に関する検討結果をふまえ、次の8案をシステム代替案（素案）として策定した。すなわち、（１）流動床炉で污泥予備乾燥のない方式、（２）流動床炉で污泥蒸気乾燥を併用する方式、（３）流動床炉で污泥熱風乾燥を併用する方式、（４）（２）で乾式

排ガス処理を行う方式、(5) 多段炉と触媒脱臭を組合せる方式、(6) 多段乾留炉と二次燃焼を組合せる方式、(7) 微粉炭混焼型流動床炉方式、(8) コークス熔融炉方式、である。この8案の概略比較検討を行い、図3.8の5案をシステム代替案として詳細な比較検討を行うこととした。(A) の流動焼却方式は脱水ケーキを直接流動床炉で焼却し、焼却排ガスより熱交換器を通して燃焼用空気の予熱をはかろうとするシステムである。(B) の乾燥流動焼却方式は脱水ケーキを蒸気による間接乾燥機で予備乾燥後、流動焼却するもので廃熱ボイラにより乾燥用などの蒸気回収を行う。(C) の多段焼却触媒脱臭方式は抑制燃焼型多段炉にて直接焼却し、熱風炉で加熱後、触媒反応塔にて脱臭するシステムである。(D) の多段乾留方式は蒸気予備乾燥後、多段乾留炉で焼却し、未燃排ガスを廃熱ボイラで二次燃焼するシステムである。(E) のコークス熔融方式は予備乾燥汚泥を熔融炉に投入し、約1600℃のコークスベッドにより熔融スラグ化するものである。

これら5案の絞り込みに際して、仮に汚泥中にクロム化合物が含まれている場合、現状の技術レベルではシステム選定は大きな影響を受けることとなる。つまり酸化雰囲気下ではカルシウム塩の存在下で酸化クロムが六価クロムに転換することが知られており、クロム化合物を含む場合には焼却炉を還元性雰囲気を保つ必要がある¹¹⁾。ただし、神戸市の発生汚泥にはクロム化合物は少なく、しかも高分子脱水ケーキを対象とするため六価クロム対策を考慮したシステム検討は必要としなかった。システム代替案の概念設計は物質収支、熱収支、処理コストなどの定量的評価項目を中心に進め、さらに環境影響、運転管理性、システムの信頼性などの定性的評価項目についても整理した。本論では直接焼却と乾燥焼却の比較に焦点を絞り、図3.8の(A) 直接流動焼却システムと(B) 乾燥流動焼却システムの概念設計結果として各システムのシステムフローと物質収支を図3.9および図3.10に示し、両システムの主要機器一覧を表3.8に示した。図3.9、図3.10は脱水ケーキ処理量150 ton/dベースの物質収支であり、一方表3.8は施設の全体計画である。電力、重油などの用役費や人件費、灰処分費、補修費などからなる維持管理費および施設建設に係わる資本費よりなる処理コストの比較結果を表3.9に示した。表3.9の処理コストは基本的には(3.57) (3.58)式によるものであるが、建設費CCを減価償却費と起債金利にわけて考え、さらに現実の資本調達条件に鑑みて国庫補助、起債、自己資本にわけて資本調達を図ることとしている。すなわち、償却年数 n 、償却残存価値 α 、資金償還据置き年数 n_1 、起債額の全投資額に対する比 β とすると年間処理コストAACに関する式(3.57)は次式で示される。

$$AAC = (1-\alpha)CC/n + [n_1i + (n-n_1)i / \{1-(1+i)^{-n}\} - 1] \cdot \beta CC/n + OC \quad (3.59)$$

今回の資本費に係わる条件は設備減価償却を機械電気設備に対して15年(残存価値10%)、土木建築設備に対して30年(同0%)とし、金利条件を8%/y、5年据置きとした。資金調達は国庫補助2/3、残り1/3の85%を起債、15%を自己資本とした。この結果より乾燥焼却システムの場合、資本費を計上しない維持管理費はトンケーキ当たり8,132 yenとなり、直接焼却の10,981 yenに比較して約25%低減される。これは前節までで示したとおり、助燃料消費量が乾燥焼却の場合に大きく低減され直接焼却の1/2以下となること、乾燥システムの消費電力増をうけてシステム全体の消費電力は若干増加するものの微増にとどまること、また維持管理用人件費、補修費等も乾燥プロセス付加によるコスト増はあるものの維持管理コストとしては2,000 yen/t-cake以上の低減となる。一方、資本費としては減価償却、起債借入金利とも乾燥設備投資額の増加を反映して乾燥焼却が1割強の増加となる。先の経済性前提条件の下でこれらを総計すれば、直接焼却15,250 yen/t-cake、乾燥焼却12,972 yen/t-cakeと約15%の処理コスト低減となることがわかる。

固図0901

表 3.7 神戸市東部汚泥処理センターの設計条件

項 目	設 計 条 件																
処 理 方 式	間接加熱式乾燥機付流動床炉																
処 理 能 力	600ton/日 (受入れ脱水ケーキベース) 焼却炉 150ton/日 × 3 系列 乾燥機(蒸発水分量) 50 ton/日 × 3 系列																
処理対象汚泥の性状	種 類 高分子系脱水ケーキ(一部、石灰系脱水ケーキを含む) 含水率 78～87% (標準 83.3%) 炉の入口では70～83% 有機率 69% 発熱量 可燃分低位発熱量 5,650kcal/kg-VS 固形物低位発熱量 3,700～4,300kcal/kg-DS (標準 3,900kcal/kg-DS) 乾固形物の組成 <table><tr><td>元素</td><td>C</td><td>H</td><td>N</td><td>S</td><td>Cl</td><td>O</td><td>灰分</td></tr><tr><td>%</td><td>37.0</td><td>5.4</td><td>5.9</td><td>1.5</td><td>0.2</td><td>19.0</td><td>31.0</td></tr></table>	元素	C	H	N	S	Cl	O	灰分	%	37.0	5.4	5.9	1.5	0.2	19.0	31.0
元素	C	H	N	S	Cl	O	灰分										
%	37.0	5.4	5.9	1.5	0.2	19.0	31.0										
補 助 燃 料	クリーンA重油(低位発熱量 10,400kcal/kg)																
公 害 防 止 基 準	大気汚染物質 <table><tr><th>成 分</th><th>設計基準</th><th>規 制 基 準</th></tr><tr><td>硫酸酸化物</td><td>20 ㎍以下</td><td>105㎍以下(3 炉で 6.40Nm³/時以下)</td></tr><tr><td>窒素酸化物</td><td>100 ㎍以下</td><td>168㎍以下(3 炉で 9.61Nm³/時以下)</td></tr><tr><td>塩 化 水 素</td><td>30 ㎍以下</td><td>430㎍以下</td></tr><tr><td>ばいじん</td><td>0.03g/Nm³以下</td><td>0.5g/Nm³以下</td></tr></table> <p style="text-align: right;">(O₂12%換算濃度)</p> <p>悪 臭 敷地境界線上における 6段階臭気強度 1 に対応する 悪臭 8 物質の濃度 各物質の濃度以下とする 煙突出口の排ガス臭気濃度 500 以下 (三点比較式臭袋法)</p> <p>騒 音 敷地境界線上において 昼 間 (午前 8 時から午後 6 時まで) 70ホン以下 朝・夕 (午前 6 時から午前 8 時まで) 70ホン以下 (午後 6 時から午後 10 時まで) 夜 間 (午後 10 時から翌日の午前 6 時まで) 60ホン以下</p> <p>振 動 敷地境界線上において 昼 間 (午前 8 時から午後 7 時まで) 65デシベル以下 夜 間 (午後 7 時から翌日の午前 8 時まで) 60デシベル以下</p> <p>排 水 公共下水道への排除基準とする</p> <p>焼却灰 未燃分(熱灼減量) 5 %以下</p>	成 分	設計基準	規 制 基 準	硫酸酸化物	20 ㎍以下	105㎍以下(3 炉で 6.40Nm ³ /時以下)	窒素酸化物	100 ㎍以下	168㎍以下(3 炉で 9.61Nm ³ /時以下)	塩 化 水 素	30 ㎍以下	430㎍以下	ばいじん	0.03g/Nm ³ 以下	0.5g/Nm ³ 以下	
成 分	設計基準	規 制 基 準															
硫酸酸化物	20 ㎍以下	105㎍以下(3 炉で 6.40Nm ³ /時以下)															
窒素酸化物	100 ㎍以下	168㎍以下(3 炉で 9.61Nm ³ /時以下)															
塩 化 水 素	30 ㎍以下	430㎍以下															
ばいじん	0.03g/Nm ³ 以下	0.5g/Nm ³ 以下															

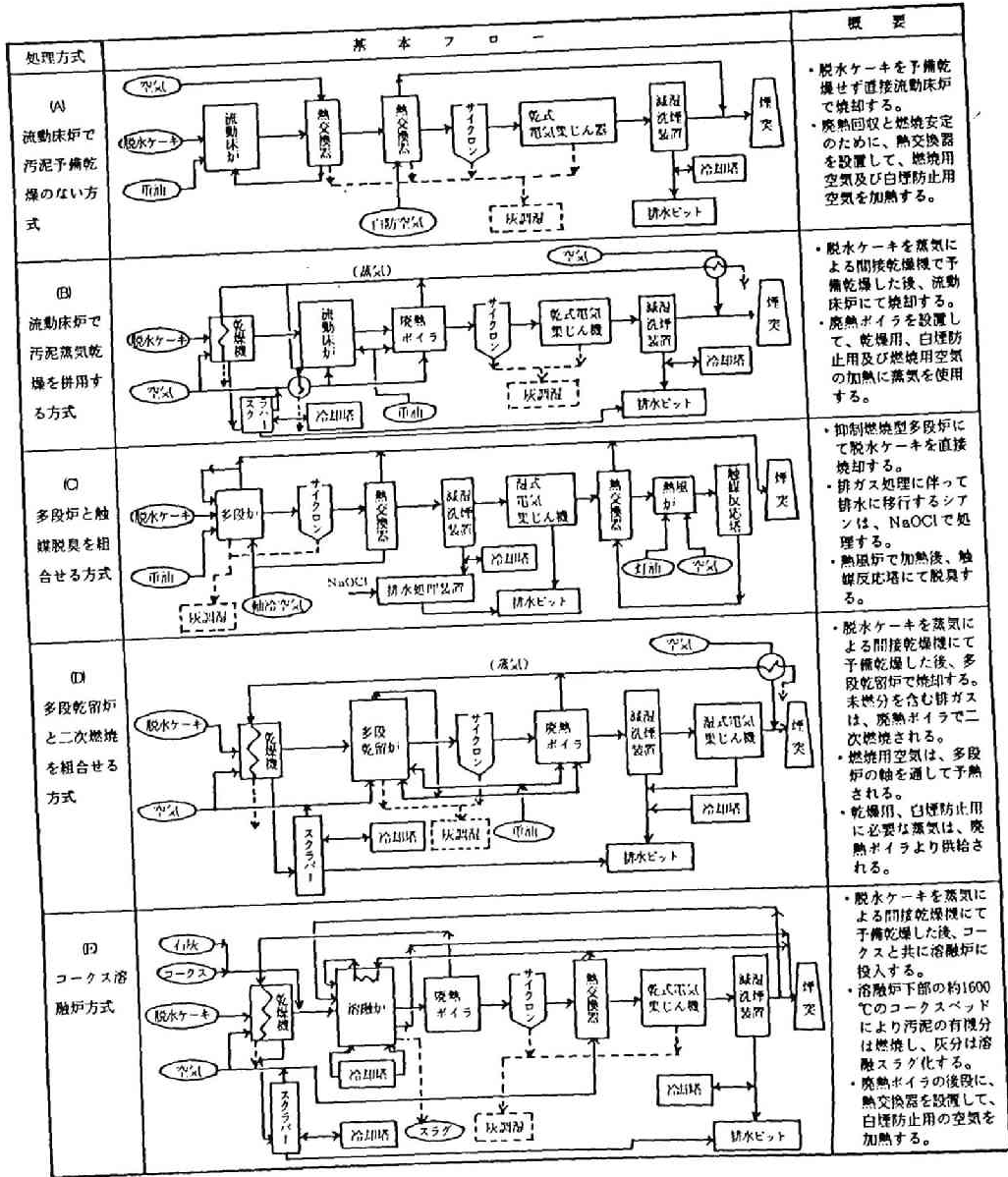


図 3. 8 システム代替案の基本フロー及びその概要

以上の議論は1983年当時の単価設定を前提とした議論であり、たとえば重油単価については75 yen/ℓ の設定としている。しかしながら周知のとおりその後一時的には原油バーレル10ドル近くまで価格低下するといった世界のエネルギー事情を考えれば、このエネルギーコスト設定が両システムの処理コストに与える影響を考える必要があろう。そこで、まず重油単価が75 yen/ℓ から25 yen/ℓ に変化した場合の処理コスト変化を直接焼却、乾燥焼却の各システムについて示したのが図3.11である。図のとおり25 yen/ℓ となれば両システムの処理コストの差はほとんどなくなることがわかる。重油のコストが直接焼却システムの総処理コストに占める割合は75 yen/ℓ の場合、38%であったものが25 yen/ℓ では17%と減少することがこの理由である。そして重油単価が処理コストに与える効果を検討したのが図3.12である。重油単価の変化が他のエネルギー価格とリンクするのは当然であるが、ここでは重油単価のみに対する処理コストの変化を考察する。この理由は他の用役単価の変化を重油単価に関連させて定式化することの困難性、およびとくに関連が深いと考えられる消費電力量が乾燥焼却の方が大きく、エネルギー価格低下に対しては乾燥焼却コストにおいてプラスに働くことの2点である。1983年設計時では約15%乾燥焼却が処理コスト上有利であることはすでに述べたが、これが重油価格の低下につれてその差は縮小し、1985年時の実績である45 yen/ℓ ではその差は約7%に縮小する。そして両システムのコスト評価が同等となる点は重油単価が20 yen/ℓ 前後であり、1986年末の価格はまさにこの近傍である。コスト的視点からすればあえて乾燥焼却システムを採用することの意義は1986年末時点では小さいとも言える。しかしながらエネルギー価格が世界的な政治的背景をはじめとする種々の影響を受け、場合によってはその供給自体にまで不確定性をもたらす現実を考えれば、よりエネルギー価格に影響されることの少ないシステムを採用することの意義が低下するものではなからう。さらにコスト評価とエネルギー評価を別の次元で考えれば、コスト評価が同等となる両システムであっても、エネルギー評価に歴然とした差のあるシステムであれば消費エネルギーの小さなシステムをとるべきであり、さらにエネルギー価格が低下してもエネルギー価値と経済性のトレードオフという視点からの意志決定となろう。その意味からすれば脱水ケーキ含水率が0.70前後以上の高含水率ケーキである場合には乾燥焼却システムがエネルギー的に有利であり、コスト的にも有利となる状況が一般的であると言えよう。

3.5 おわりに

以上、エネルギー回収型污泥処理システムとして下水污泥の乾燥焼却システムの設計について、神戸市東部污泥処理センターの概念設計、現状解析結果を交えながら述べてきた。ここで検討したシステムは間接蒸気加熱型乾燥機と流動床炉を組合せた乾燥焼却システムで、焼却排ガスの熱回収を廃熱ボイラによる蒸気回収、排ガス熱交換による燃焼空気予熱によっており、排ガス処理系がサイクロン、電気集塵機、スクラバーアルカリ洗浄、白煙防止空気予熱により構成されているものである。論旨の中心は乾燥と焼却廃熱利用をリンクすることによるエネルギー効率化にかかわる視点、エネルギー効率化と初期投資コストアップ要因を内在する本システムのコスト評価に関する視点である。その結論とするところをまとめれば、

① 下水污泥の乾燥－焼却－熱回収システムのエネルギー収支に関する定常モデルを定式化し、システム全体のエネルギー収支を焼却炉の自然条件と系全体のスチーム収支から計算するアルゴリズムを作成した。このモデルとアルゴリズムによる計算結果と神戸市東部污泥処理センターの乾燥焼却システムの稼働運転データは良好な一致を示した。

② 乾燥焼却システムにおいてはエネルギー収支上、乾燥ケーキ含水率に最適値が存在する。

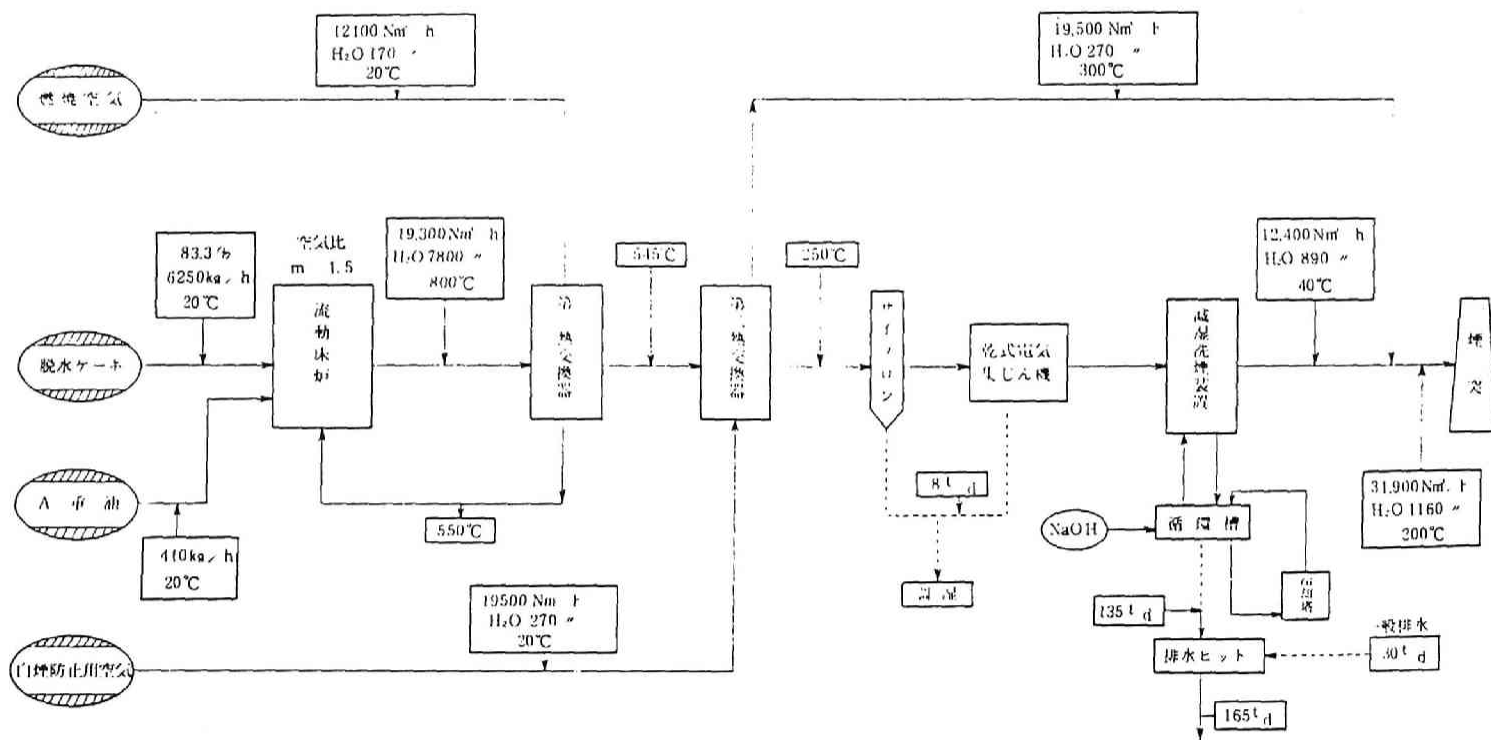


図 3. 9 直接流動焼却システムのシステムフローと物質収支

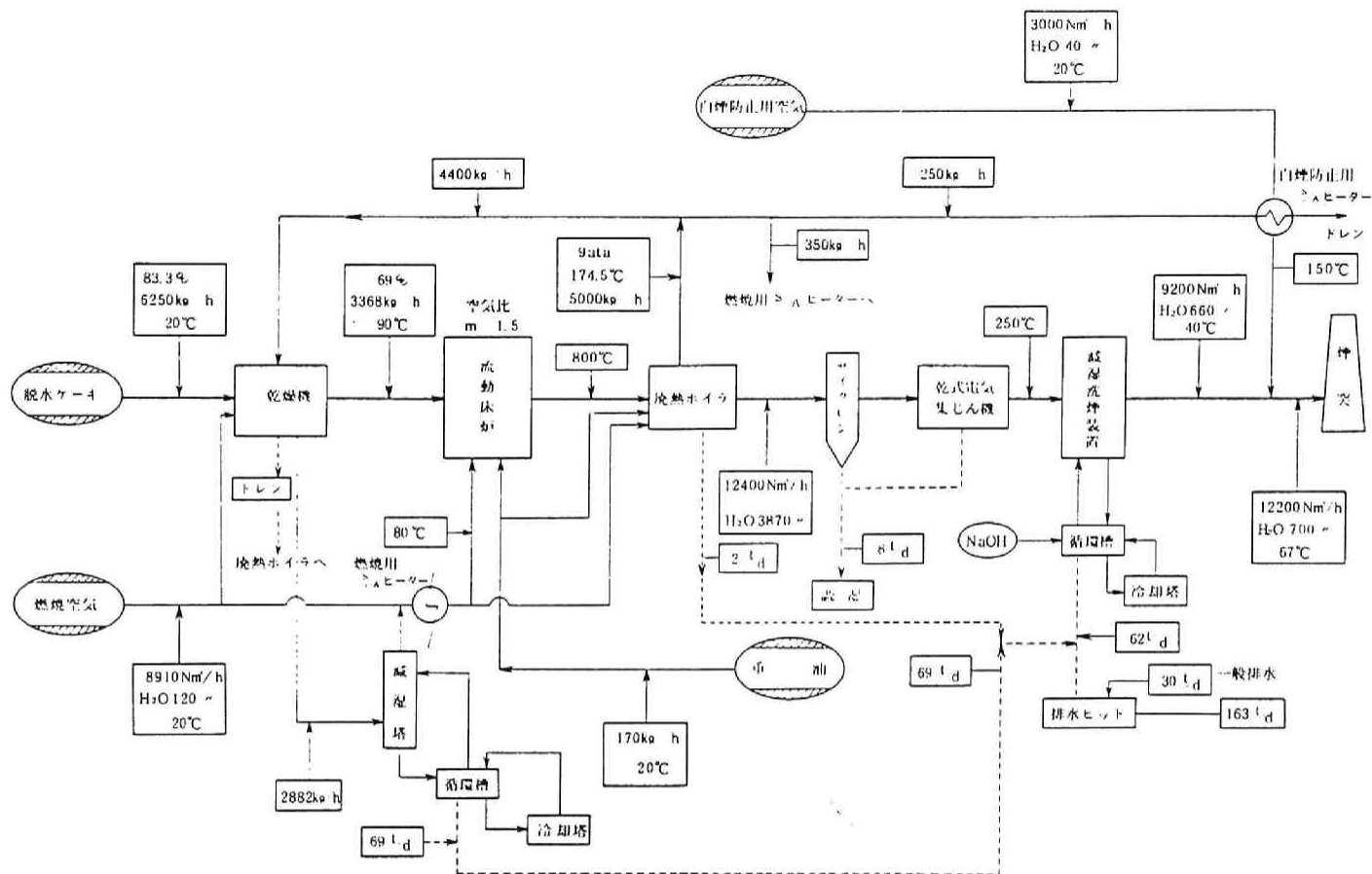


図 3. 1 0 乾燥流動焼却システムのシステムフローと物質収支

表 3.8 システム主要機器一覧

	直接流動焼却システム	乾燥流動焼却システム
貯留設備	汚泥ピット： 鉄筋コンクリート製角形ピット 600 m ² ×1基 供給クレーン：バケット式 2基 ケーキサイロ：コンカルサイロ 100 m ² ×3基	汚泥ピット： 鉄筋コンクリート製角形ピット 600 m ² ×1基 供給クレーン：バケット式 2基 ケーキサイロ：コンカルサイロ 100 m ² ×3基
汚泥乾燥設備	なし	蒸気式間接乾燥装置： 蒸気量 1,440 kg/h × 6基
焼却設備	自立円筒密閉型流動床焼却炉： 内径 φ 4,000 mm × 3基 押込送風機：片板込ターボベン型 240 m ³ /min × 2,700 Aq 250 KW 3基	自立円筒密閉型流動床焼却炉： 内径 φ 3,400 × 3基 押込送風機：片板込ターボベン型 170 m ³ /min × 2,700 Aq 185 KW 3基
廃熱回収設備	第1熱交換器： 多管式ガス-ガス熱交換器 空気量 12,100 Nm ³ /h 3基 第2熱交換器： 多管式ガス-ガス熱交換器 空気量 19,500 Nm ³ /h 3基	廃熱ボイラ：自然循環式 伝熱面積 490 m ² 常用圧力 9 ata 4.9 ton/h (平均) × 3基
排ガス処理設備	電気集塵機：乾式水平流限外型 3基 ガス量 19,300 Nm ³ /h (湿ガス) 出口含じん 0.03 g/Nm ³ (乾ガス) 凝縮洗浄塔：充填層式湿式型 20,000 Nm ³ /h (湿ガス) × 3基	電気集塵機：乾式水平流限外型 ガス量 12,400 Nm ³ /h (湿ガス) 出口含じん 0.03 g/Nm ³ (乾ガス) × 3基 凝縮洗浄塔：充填層式湿式型 13,000 Nm ³ /h (湿ガス) × 3基

表 3.9 直接焼却と乾燥焼却の処理コスト比較

処 理 方 式			A. 流動焼却システム		B. 乾燥流動焼却システム	
項 目			原単位 (/ton-ヶ)	処理コスト (yen/ton-ヶ)	原単位 (/ton-ヶ)	処理コスト (yen/ton-ヶ)
維持管理費	電力	22yen/kwh	84kwh	1,848	88kwh	1,936
	用油	75yen / t	76.3 t	5,723	31.6 t	2,370
	上水	250yen / m ³	0.20 m ³	50	0.22 m ³	55
	苛性ソーダ	80yen/kg	8.2kg	656	7.7 kg	616
	硫酸バンド	20yen/kg	2.0kg	40	2.0kg	40
	流動砂	17yen/kg	0.84kg	14	0.74kg	13
	用設備計			8,331		5,030
	他の 維持管理費	人件費(管理者) 700 × 10 ⁴ yen/capita-y	3	195	3	195
	人件費(一般職) 500 × 10 ⁴ yen/capita-y	20	929	24	1,115	
	灰処分費 7,000yen/t	0.074 t	518	0.074t	518	
資本費	汚水処理費※	200yen / m ³	1.10 m ³	220	1.09 m ³	382
	施設費	1.5名機電設備	84.8 × 10 ⁴ yen/y	788	96.0 × 10 ⁴ yen/y	892
	維持管理費計			10,981		8,132
	減価償却費(機械・電気)	339.0 × 10 ⁴ yen/y	3,151	384.0 × 10 ⁴ yen/y	3,569	
	減価償却費(土木・建築)	18.3 × 10 ⁴ yen/y	170	21.0 × 10 ⁴ yen/y	195	
多量資本費	借入金(機械・電気)	93.0 × 10 ⁴ yen/y	864	105.4 × 10 ⁴ yen/y	980	
	借入金(土木・建築)	9.0 × 10 ⁴ yen/y	84	10.3 × 10 ⁴ yen/y	96	
	資本費計			4,269		4,840
	合 計			15,250		12,972

※) 汚水処理費として水質使用料に加えて水質使用料 150yen/m³を課している。
 ※※) 資本費は設備減価償却を機械電気設備に対して15年(残存価値10%)、土木建築設備に対して30年(10%)とし、金利条件を8%/y、5年返済とした。資金調達は国庫補助金、残りの85%を起債、15%を自己資本とした。

+

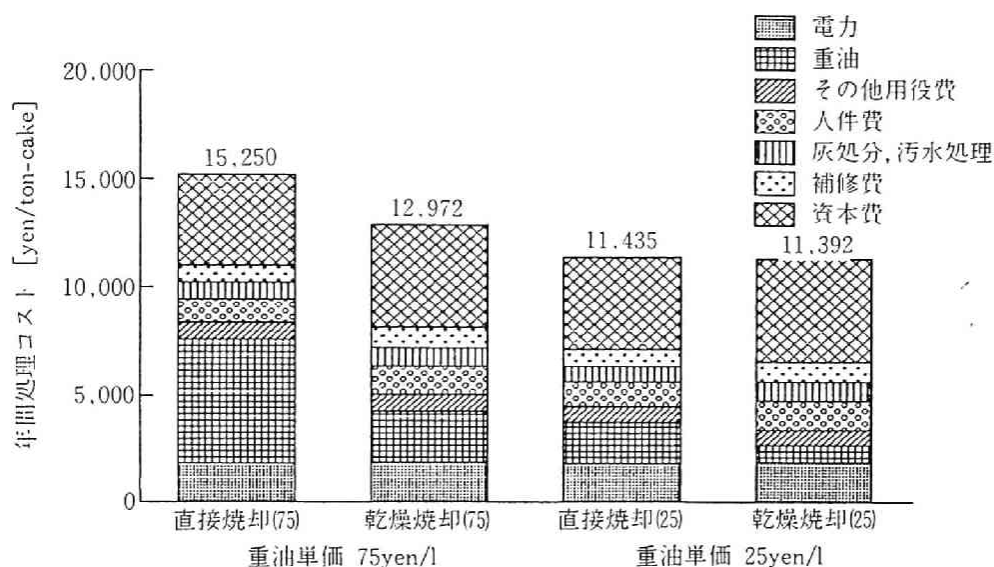


図 3.11 重油単価と直接焼却・乾燥焼却処理コスト

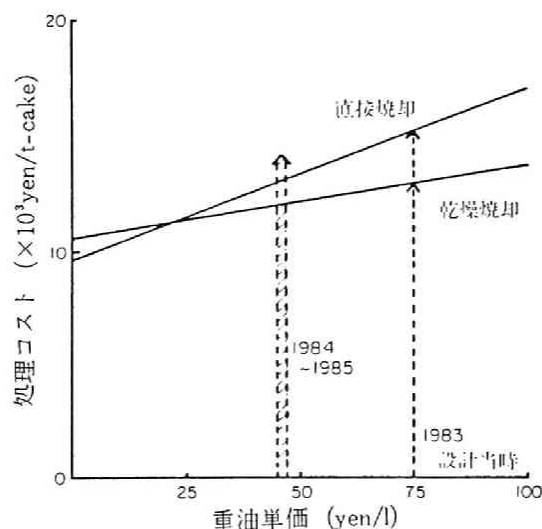


図 3.12 重油単価と処理コストの関係

これは本システムのエネルギー特性について考える場合は、焼却炉の自燃点、システム全体のスチーム収支の両面を考慮する必要があるためである。そしてこの乾燥ケーキ含水率の最適値を得る設計を行うためには乾燥污泥含水率と乾燥污泥量比でもって設計するのが適切であることを示した。

③ 直接焼却の自燃に対して、乾燥焼却システムのシステム自燃の考え方について検討した。直接焼却の場合の自燃条件が脱水ケーキの低位発熱量では $700 \sim 750 \text{ kcal/kg-WS}$ であるのに対し、乾燥焼却ではシステムとしての自燃点が $350 \sim 400 \text{ kcal/kg-WS}$ とかなりの低燃料性状までオイルレスとできることがわかった。また乾燥焼却が直接焼却に比較してエネルギー収支上

+

有利となる乾燥焼却のエネルギー的成立条件は脱水ケーキ性状に左右され、有機分率 0.70 の脱水ケーキに対して含水率 0.70 前後以上で乾燥焼却が有利となる。

④ 神戸市東部汚泥処理センターの概念設計結果（1983 年実施）をもとに乾燥焼却システムの経済性評価を行った。乾燥焼却システムコストを考える場合には、エネルギー効率化によるエネルギーコスト低減と乾燥機付加にともなう初期投資コスト増加の両側面を考える必要がある。両システムの概念設計結果からみて、処理コストは 1983 年当時のエネルギー価格からすれば、乾燥焼却システムが圧倒的に有利であった。重油価格が他の用役費に独立であるとして求めた両システムのコスト評価が同等となる点は重油単価として 20 yen/ℓ 前後である。この重油単価近傍でもエネルギー評価の視点を加えた多属性評価の枠組みからすれば、乾燥焼却システムの評価は高くなる。

⑤ 神戸市の乾燥焼却システム稼働後、ほぼ設計負荷に等しい時点での運転状況を調査した。脱水ケーキの処理性は焼却灰強熱減量 1 % 以下、排ガス未燃成分も微量であり、所定のレベルで運転されている。処理脱水ケーキ含水率 81.2%、低位発熱量 180 kcal/kg を対象とした補助燃料消費実績はトンケーキあたり約 23 ℓ（固形物あたり 120 ℓ）と従来の流動焼却システムの最小レベルの値が得られている。

第3章 参考文献

- 1) 日本下水道協会：下水道統計要覧 Vol.42 (1985)
- 2) 平岡正勝：下水処理と省エネルギー問題、Vol.4, No.2, pp.2-7 (1981)
- 3) Haubry, A.: Treatment and final use of sludge from an energy viewpoint, EWPCA-ISWA 84, pp.195-213 (1984)
- 4) 日本下水道事業団：汚泥焼却炉の省エネルギーに関する調査報告書、技術開発部 59-009 (1985)
- 5) Wells, J.F., Drehwing, F.J., McDonald, G.C.: Case histories of waste activated sludge incineration, J.WPCF, Vol.51, No.12, pp.2886-2897 (1979)
- 6) McDonald, G.C., Quinn, T., Jacobs, A.: Sludge management and energy independence, J.WPCF, Vol.53, No.2, pp.190-200 (1981)
- 7) Dickens, B., Wallis, B., Arundel, J.: Fluidized-Bed incineration of sewage sludge at Esher, 1976-1978, Wat. Pollut. Control, Vol.79, No.4, pp.431-441 (1980)
- 8) Owen, W.F.: Energy in wastewater treatment, Prentice-Hall (1982)
- 9) Jones, J.L., D.C.Bomberger Jr., F.M.Lewis: Energy usage and recovery in sludge disposal, Water & Sewage Works (1977)
- 10) Hiraoka, M., Takeda, N.: Combined process of pyrolysis and combustion for sludge disposal, Env. Sci. & Tech., Vol.10, pp.1147-1150 (1976)
- 11) Kasakura, T., Hiraoka, M.: Pilot plant study on sewage sludge pyrolysis - I, II, Wat. Res., Vol.16, pp.1335-1348, 1569-1575 (1982)
- 12) 平岡正勝、武田信生、酒井伸一、大浜巖：下水汚泥の乾燥焼却システムの設計に関する研究、下水道協会誌, Vol.25, No.286, pp.41-52 (1988)
- 13) Quirk, T.P., Eckenfelder, Jr., W.W.: Analysis of the heat requirement for sewage sludge incineration, Wat. Sci. Tech., Vol.16, pp.541-554 (1984)
- 14) 栗林宗人、村上忠弘、久保二郎、鈴木和美：熱収支モデルによる省エネ焼却評価—階段炉を対象として—, 下水道協会誌, Vol.23, No.268, pp.18-30 (1986)
- 15) Honda, A.: Sewage works in Kobe city, Sewage Works in Japan 1986, pp.20-30, (1986)
- 16) 神戸市下水道局：神戸市東部スラッジセンター運転データ整理報告書 (1986)

- 17) 武田篤夫：横浜市金沢下水処理場における乾燥流動焼却、汚泥処理研究年報（1983年版），pp.152-164（1983）
- 18) 高橋昭彦、鈴木護：廃熱を脱水ケーキの乾燥に利用した焼却設備の運転報告，下水道協会誌，Vol.23，No.260，pp.72-78（1986）
- 19) 長濱健彦：東京都多摩川流域下水道における乾燥流動焼却，汚泥研究年報（1983年版），pp.165-172（1983）
- 20) Vater, W. : Energy saving sludge incineration in Stuttgart's central sewage works, F.R.G., Wat. Sci. Tech., Vol.16, pp.531-540（1984）
- 21) 酒井伸一、平岡正勝、武田信生、松内孝夫：汚泥処理システムのエネルギー最適化に関する研究、土木学会論文集，No.381/II-7，pp.207-216（1987）
- 22) 武田信生、酒井伸一：汚泥固形物の発熱量測定、汚泥研究年報（1983年版），pp.97-109（1982）
- 23) 平岡正勝、武田信生、酒井伸一：示差走査熱量分析（DSC）を用いた下水汚泥の燃料性状に関する考察、土木学会第37回年次学術講演会、第2部，pp.3-4（1982）
- 24) 平岡正勝、武田信生、酒井伸一：下水汚泥の性状変動に関する研究—乾燥・流動焼却プロセスにおける性状変化の影響、土木学会第38回年次学術講演会、第2部，pp.725-726（1983）
- 25) 平岡正勝、笠倉忠雄：下水汚泥脱水ケーキの燃料的価値、月刊下水道，Vol.4，No.12，pp.20-28（1981）
- 26) Tomkins, R.P.T., Landau, R., Plichta, E.J. : Internal energies of combustion of samples of sewage sludge, Energy Sources, Vol.8, No.1, pp.67-76（1985）
- 27) 村上忠弘、久保二郎、鈴木和美：下水汚泥の脱水ケーキの熱的特性に関する考察（1）（2）、下水道協会誌，Vol.23，No.265，PP.38-47，No.266，pp.27-36（1986）
- 28) 京才俊則、桜井克信、岡久宏史：下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支、衛生工学研究論文集，Vol.21；pp.123-132（1985）
- 29) 笠倉忠雄：下水汚泥の流動焼却プロセスの技術開発、公害と対策，Vol.21，No.6，pp.569-577（1985）
- 30) 吉川和広：土木計画のシステム分析、新体系土木工学52、土木学会（1980）
- 31) 赤木新介：エンジニアリングシステム設計、共立出版（1982）
- 32) 花輪正丸：化学プラントの経済性評価の諸問題、化学工場，Vol.23，No.4，pp.2-8（1979）
- 33) Hiraoka, M., Takeda, N., Ohsumi, K., Yasuda, A. & Nagasawa, H. : An optimal design of anaerobic digestion with thermal pretreatment process, 2nd Int'l Symp. on Anaerobic Digestion, Travemunde, Germany（1981）
- 34) Tytheca, D. : Nonlinear programming model of wastewater treatment plant, ASCE, Vol.107, No.EE4, pp.747-766（1982）
- 35) Middleton, A.C., Lawrence, A.W. : Least cost design of activated sludge systems, J. WPCF, Vol.48, No.5, pp.889-905（1976）
- 36) 松田俊彦：下水処理システムの経済性の検討、水処理技術，Vol.21，No.6，pp.501-508（1980）
- 37) Anderson, J.L. : Economic assessment of anaerobic digestion systems for dairy waste disposal and energy recovery, Effect of selected institutional and technological changes, Resources and Conservation, Vol.8, pp.131-146（1982）
- 38) 佐倉重光：プラント設計段階におけるコスト計算とプロセス評価、ケミカルエンジニアリング，pp.537-539（1980）
- 39) 亀田泰武、明石哲也：下水処理場の概算コスト調査，下水道協会誌，Vol.16，No.184，pp.1-11（1979）
- 40) Tihansk, D.P. : Historical development of water pollution control cost functions, J. WPCF, Vol.46, No.5, pp.813-833（1974）
- 41) 神戸市下水汚泥処理技術検討委員会：神戸市下水汚泥処理システムの選定に関する報告（1983）

第4章 エネルギー回収型汚泥処理システムの設計（Ⅱ）

一下水汚泥の嫌気性消化システムに関する検討

4.1 はじめに

下水処理システムにおける種々の固液分離プロセスを経て汚泥は発生しその汚泥を社会的・環境的に許容しうる形態、量に変換するのが汚泥処理システムである。我が国の下水道普及率は年々上昇しているものの、総人口比で1985年に36.0%程度と欧米諸国と比べてまだまだ低水準であり、社会資本として下水道の整備が急がれる方向にあることを考えれば、今後とも発生汚泥量は増加し汚泥処理システムはますます重要となつてこよう。汚泥処理システムは種々の単位操作・装置の組合わせにより構成されるが、近年では濃縮－嫌気性消化－脱水や濃縮－脱水－焼却などの熱操作を行うフローが中心となっている。とくに最近では1) 初沈汚泥、余剰汚泥の分離濃縮、2) 嫌気性消化ガスエンジン発電利用、3) 高効率型ベルトプレス脱水機の開発、4) 乾燥流動焼却システムによるエネルギー効率化、5) 溶融プロセス等による土木建築材料利用など、エネルギー効率化、再資源化などを考慮した開発が盛んに行われている¹⁾。とくにエネルギー利用に関する研究開発により、汚泥処理システムにおいては嫌気性消化プロセスにおけるメタンガス利用によるガス発電、焼却排ガスからの廃熱回収などエネルギー回収・生産を行うことが可能となつてきている。

一方、汚泥処理システムはシステム工学的には多数のユニットプロセスより構成される大規模システムである。各単位プロセスは生物反応プロセス、物理的プロセス、熱化学反応プロセスなど種々の処理メカニズムを有しており、何らかの相互影響をもつため、従来の経験的な設計手法では全体として個々のプロセスを望ましく設計することが極めて困難である。とくに先に述べたように汚泥処理プロセスの開発が多様な展開をみせている状況ではさらに困難となつてこよう。そこで汚泥処理システムに対しても各ユニットの処理機構の解明と数学的モデル化が必要である。さらにモデル中の諸関係は非線形性が強く、これに対応したアプローチも必要であろう。我が国の汚泥処理システム計画、設計を取り巻く種々の問題を考えれば、汚泥処理がトータルシステムとして設計されることが少ない。この理由として従来は水処理システムの充実に力が注がれ、汚泥処理システムが水処理システムのサブシステムとして付随的に設計されてきたこと、現在の下水道システムの完成に至る期間は長期間におよぶことから、汚泥処理システムも暫定的に分割建設、運用せざるを得ないことが影響してきたものと考えられる。今後は大規模性、非線形性などの特徴を有する汚泥処理システム設計に対してもシステムエンジニアリングの適用が重要な課題の一つとなろう。

本章ではまずエネルギーリサイクルを有する汚泥処理システムにおけるエネルギー収支やエネルギー最適性について議論することを念頭におき、汚泥処理システムの定常モデル化を行なう。大きなエネルギーループとして嫌気性消化を核とするバイオエネルギー生産系と焼却を核とする焼却廃熱利用系を中心として各ユニットプロセスのプロセス性能、物質収支、熱収支を中心にエネルギー収支モデルを定式化する。焼却燃焼条件の他、嫌気性消化を中心とするサブシステム、焼却を中心とするサブシステムの蒸気収支から系全体のエネルギー収支を計算するアルゴリズムに基づく計算結果、さらにエネルギー最適設計問題として定式化しラグランジュ乗数法を用いて

れ、蒸気は廃熱ボイラで排ガスからの廃熱回収により生産され、系内で必要な蒸気、すなわち消化槽加温、污泥乾燥、燃焼用空気予熱、白煙防止に用いられ、必要蒸気分は復水タービンで抽気されて各プロセスユニットで消費される。また消化ガスの熱利用システムでは、ガスエンジンの冷却温水をエンジン排ガスからの廃熱回収によりさらに温水温度を上げ、この温水を用いて汚泥熱交換器により投入汚泥の加温を行う。このようにエネルギーフローは嫌気性消化を核とするサブシステムと焼却廃熱利用を核とするサブシステムに大きくわかれる。

以上の汚泥処理システムに対して作成した汚泥処理システムモデルはプロセス性能、物質収支、熱収支により導かれる定常モデルであり、モデル化は(1)嫌気性消化プロセス、(2)消化ガス熱利用プロセス、(3)脱水プロセス、(4)乾燥プロセス、(5)焼却プロセス、(6)排ガス処理プロセス、(7)廃熱回収プロセスに分けて行った。

(2) 嫌気性消化プロセス^{2),3)}

嫌気性消化プロセスは無酸素状態で微生物が有機物をメタン化する生物反応プロセスであり、汚泥の減量化とエネルギー生産を行うことができる。いま嫌気性菌の増殖に Monod 式を与え増殖速度 k [1/d] で増加する一方、嫌気性菌の自己分解速度は零とし、完全混合の定常状態を仮定すると基質 L [mg-COD/l] と微生物量 S [mg-SS/l] は

$$L = K_{md} / (\mu_{max} TD - 1) \quad (4.1)$$

$$S = Y(L_i - L) \quad (4.2)$$

ここで μ_{max} : 最大比増殖速度 [1/d]

K_{md} : Michaelis-Menten の半飽和定数 [mg-COD/l]

TD : 滞留日数 [d]

Y : 単位利用基質あたりの菌体生成量 [-]

L_i : 流入基質濃度 [mg-COD/l]

流入汚泥の性状は固形物を浮遊性部分と溶解性部分に分け、さらに各々を有機物と無機物に分けて考える。また流入汚泥に含まれる好気性菌については、消化槽内での代謝反応に関与しないものとして有機物の一部としてとらえ、かつ流入汚泥の生物分解性有機物は温度や滞留時間にかかわらず一定と仮定する。すなわち、全生物分解性有機物濃度 L_i は

$$L_i = \omega_1(\alpha VSS_i + \beta VDS_i) \quad (4.3)$$

ここで VSS_i : 流入汚泥の浮遊性有機物濃度 [mg-VSS/l]

VDS_i : 流入汚泥の溶解性有機物濃度 [mg-VDS/l]

α, β : 浮遊性および溶解性有機物の COD に対する生物分解性 COD の比 [-]

ω_1 : 有機物の COD 変換係数 [mg-COD/mg-VS]

生物分解性有機物の浮遊性部分と溶解性部分は同一比で分解されるものとする、流出汚泥の浮遊性固形物濃度、溶解性固形物濃度 TSS , TDS および VSS , VDS は

$$TSS = TSS_i - \alpha(L_i - L) / L_i VSS_i + Y(L_i - L) \quad (4.4)$$

$$TDS = TDS_i - \beta(L_i - L) / L_i VDS_i \quad (4.5)$$

$$VSS = \{1 - \alpha(L_i - L) / L_i\} VSS_i + \omega_2 Y(L_i - L) \quad (4.6)$$

$$VDS = \{1 - \beta(L_i - L) / L_i\} VDS_i \quad (4.7)$$

ここで ω_2 : 嫌気性菌の有機分比 [-]

生成される消化ガスの COD は流入汚泥と流出汚泥の COD の差で与えられ、0℃、1気圧で 22.4 l のメタンは酸素 64 g と等価であるから COD 1 g はメタン 0.35 l に等しい。消化ガスはメタンと二酸化炭素のみと仮定すると、消化ガス発生量 Gas [Nm³/d] は消化ガスのメタン濃度

+

を 65% として次式で得られる。

$$Gas = 0.35q(L_1 - L) / (0.65 \times 10^3) \quad (4.8)$$

ここで q : 流入汚泥量 [m^3/d]

また嫌気性消化滞留時間の制約条件として

$$5 \leq TD \leq 30 \quad (4.9)$$

(3) 消化ガス熱利用プロセス⁴⁾⁵⁾

汚泥処理システムにおいて下水汚泥の潜在的エネルギーの有効利用を図る一方策として、下水汚泥消化ガス発電システムが検討されている。消化ガスのもつ熱量の約 3 割は電気に変換され、残りの 7 割は廃熱となるがガスエンジンより排出される廃熱は排気ガスおよび冷却水から回収することが可能であり⁵⁾⁶⁾、消化槽投入汚泥の加温に利用できることがガス発電システムの特徴である。

本研究では図 4.1 のように消化ガスは全量ガスエンジン発電に利用して電力回収し、廃熱回収は温水回収により消化槽加温に用い、熱量が不足する場合は焼却排ガスを利用する廃熱ボイラより回収される蒸気を蒸気加熱器へ供給することにより補うものである。空気比 1.3 とし完全燃焼を仮定すれば、燃焼量論式よりエンジンへ供給されるガスの各成分量 G_{dj} ($j = 0 \sim 4$ に対して、順に CH_4 , H_2O , O_2 , N_2 , CO_2)、エンジン排ガスの各成分量 G_{gj} ($j = 1 \sim 4$ に対して、順に H_2O , O_2 , N_2 , CO_2) が定式化でき、ガスエンジン入熱 Q_{ge}^i 、出熱 Q_{ge}^o はつぎようになる。

$$Q_{ge}^i = G_{gas} Gas + \sum_{j=0}^4 C_{p(20)j} G_{dj} 20 + T_{wc} WC \quad (4.10)$$

$$Q_{ge}^o = \eta_1 G_{gas} Gas + \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{ge})j} G_{gj} T_{ge} + T_{wu} WC \quad (4.11)$$

(4.10) 式の右辺第 1 項は消化ガスの燃焼熱、第 2 項は消化ガス・燃焼空気顕熱、第 3 項はエンジン冷却水顕熱である。(4.11) 式の右辺第 1 項はエンジン発電機への移行熱量、第 2 項はエンジン排ガス顕熱、第 3 項は冷却温水顕熱である。

ここで G_{gas} : 消化ガスの低位発熱量 [$kcal/Nm^3$]

η_1 : 消化ガス保有熱量の発電機移行率 [-]

T_{wc} : 冷却水温度 [$^{\circ}C$]

T_{wu} : 冷却温水温度 [$^{\circ}C$]

T_{ge} : エンジン排ガス温度 [$^{\circ}C$]

WC : 冷却水量 [kg/d]

$C_{p(T)j}$: 各ガス成分 j の $0^{\circ}C \sim T^{\circ}C$ の平均定圧比熱 [$kcal/kg^{\circ}C$]

発生電力量 KW_1 [kwh/d] は発電機効率 η_2 [-]、電力換算係数を $860 kcal/kwh$ とすると

$$KW_1 = \eta_1 \eta_2 G_{gas} Gas / 860 \quad (4.12)$$

つぎにガスエンジン排ガス温水ボイラの入熱 Q_{geb}^i 、出熱 Q_{geb}^o は

$$Q_{geb}^i = \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{ge})j} G_{gj} T_{ge} + T_{wu} WC \quad (4.13)$$

+

+

$$Q_{\text{sub}}^o = \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{\text{E}j})} G_{\text{E}j} T_{\text{E}} + T_{\text{rw}} WC \quad (4.14)$$

(4.13) 式の右辺第 1 項はエンジン排ガス顕熱、第 2 項は冷却温水顕熱であり、(4.14) 式右辺第 1 項は温水ボイラ排ガス顕熱、第 2 項は回収温水顕熱である。

ここで T_{E} : 温水ボイラ排ガス温度 [°C]

T_{rw} : 回収温水温度 [°C]

一方、消化槽の加温必要熱量 QI [kcal/d] は投入汚泥を消化温度まで昇温させるための熱量 QI_1 と消化槽からの放熱を補うための熱量 QI_2 との和として示される⁴⁾⁶⁾。

$$QI_1 = C_i q (T_{\text{di}} - T_{\text{si}}) \quad (4.15)$$

$$QI_2 = 24 N_d \sum K_j A_j (T_{\text{di}} - T_j) \quad (4.16)$$

ここで C_i : 汚泥比熱 [kcal/m³°C]

T_{di} : 消化温度 [°C]

T_{si} : 流入汚泥温度 [°C]

T_j : 外気温、地中温などの温度条件 [°C]

K_j : 消化槽各部の総括伝熱係数 [kcal/m²hr°C]

A_j : 消化槽各部の表面積 [m²]

N_d : 槽数 [-]

A_j を知るためには消化槽の詳細な設計諸元を求める必要があるが、ここではつぎのように考える。すなわち、槽形状として今後我が国で普及する可能性の高い卵形槽を考え⁷⁾、消化槽 1 槽の容積 V [m³] と槽表面積 A [m²] の関係を Bomhard⁸⁾ のデータよりつぎのように定式化した。

$$A/V = 4.66 V^{-0.331} \quad (4.17)$$

(4.16) 式の A_j にかえて上式の A を用いるわけであるが、その際の総括伝熱係数と温度条件は簡単化のため、図 4.2 の諸元をもつモデル消化槽を考えた⁹⁾。ここでは地下水位の上下で伝熱係数、温度条件ともわずかな差しか認められないとして一括して取り扱っている。これらから式 (4.16) は次式のようになる。

$$QI_2 = 24 N_d A (0.916 T_{\text{di}} - 15) \quad (4.18)$$

加温必要熱量を受けて消化槽へ流入する直前の汚泥がもつ温度を T_2 [°C] とすると

$$T_2 = T_{\text{si}} + QI / (C_i \cdot q) \quad (4.19)$$

つぎに汚泥熱交換器の入熱 $Q_{\text{she}1}^i$ 、出熱 $Q_{\text{she}1}^o$ は

$$Q_{\text{she}1}^i = C_i q T_{\text{si}} + T_{\text{rw}} WC \quad (4.20)$$

$$Q_{\text{she}1}^o = C_i q T_1 + T_{\text{wcr}} WC \quad (4.21)$$

(4.20) 式右辺第 1 項は濃縮汚泥顕熱、第 2 項は回収温水顕熱であり、(4.21) 式右辺第 1 項は加温汚泥顕熱、第 2 項は排水顕熱である。

ここで T_1 : 汚泥熱交換器出口の汚泥温度 [°C]

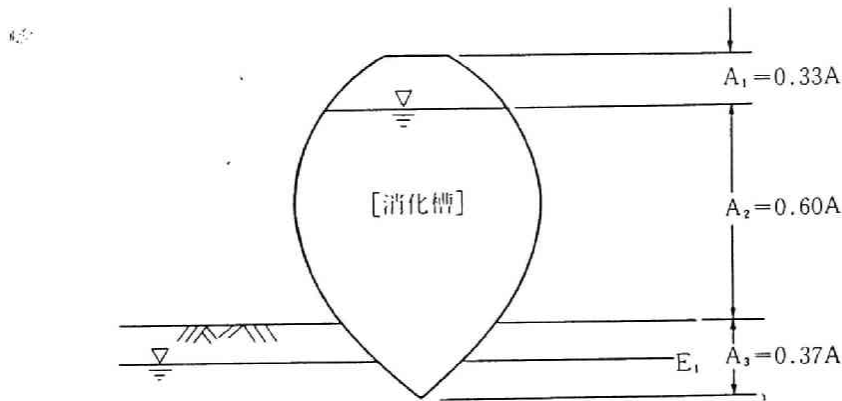
T_{wcr} : 汚泥熱交換器の温排水温度 [°C]

本モデルでは求めた排水温度が 30°C 以上であれば回収熱量が十分であり、30°C 未満であれば回収熱量が不足で蒸気加熱器による汚泥の加温が必要であるとする。そして回収熱量が不足の場合には排水温度 30°C と設定して汚泥熱交換器まわりの熱収支から T_2 を求めて蒸気加熱器を用いることとする。蒸気加熱器の入熱 $Q_{\text{she}2}^i$ 、出熱 $Q_{\text{she}2}^o$ は

$$Q_{\text{she}2}^i = C_i q T_1 + I_3 X_1 \quad (4.22)$$

+

+



	j = 1 消化槽上部 (消化ガス接触部)	j = 2 消化槽上部 (汚泥接触部)	j = 3 消化槽地下部
Tj [°C]	15.0	15.0	17.0
Kj [kcal / m ² · hr · °C]	2.48	0.318	1.76

図 4.2 モデル消化槽の諸元

$$Q_{\text{net}2} = C_1 q T_2 + I_2 X_1 \quad (4.23)$$

(4.22) 式右辺は汚泥顕熱と蒸気エンタルピー、(4.23) 式汚泥顕熱とドレンエンタルピーである。

ここで X_1 : 必要蒸気量 [kg/d]

I_2 : 比ドレンエンタルピー [kcal/kg]

I_3 : 比スチームエンタルピー [kcal/kg]

以上の各ユニットでは熱損失をそれぞれ入熱の 5% とする。

(4) 脱水プロセス⁽¹⁰⁾⁽¹¹⁾

脱水プロセスは後続の熱化学変換プロセスのエネルギー収支、運転管理費用に大きく影響を与え、強いてはシステム全体の性能に大きく係わるプロセスである。本研究では、現在汚泥脱水機として広く用いられているもののうち、経済性、維持管理などの面から急速に普及をはじめているベルトプレス型脱水機を対象として考える。ベルトプレス型脱水機は 2 枚のろ布とロールの間でろ過脱水するもので、重力ろ過ゾーン、圧縮ゾーン、せん断ゾーンを経て、徐々に圧力をかける方式である⁽¹²⁾。ベルトプレス型脱水機の場合、他の脱水機に比較して投入汚泥濃度と脱水性能とは極めて関係が深い。脱水プロセスへの投入汚泥濃度と脱水ケーキ含水率の間には経験的につぎの関係が知られている⁽¹⁰⁾⁽¹³⁾。

$$W_o = C_1 \left(\frac{TSS}{10000} \right)^{C_2} \quad (4.24)$$

ここで W_o : 脱水ケーキ含水率 [%]

TSS : 投入汚泥浮遊性固形物濃度 [mg/l]

C_1, C_2 は脱水機種、脱水助剤などにより変化する定数である。

本モデルでは高分子凝集剤の脱水ケーキ有機物性状等と与える影響を無視し、溶解性固形物濃度

+

+

は脱水操作により変化しないと仮定する。返流水の浮遊性固形物濃度を TSS_2 [mg/l] とすれば、物質収支より脱水ケーキ量 q_1 [ton/d] をはじめ、次式が成立する。

$$q_1 = q \times (TSS - TSS_2) / (TSS_1 - TSS_2) \quad (4.25)$$

$$TSS_1 = (100 - W_d) \times 10^4 \quad (4.26)$$

$$TS = (TSS_1 + TDS) / 10^4 \quad (4.27)$$

$$VSS_1 = VSS \cdot TSS_1 / TSS \quad (4.28)$$

$$VS = 100(VSS_1 + VDS) / (TSS_1 + TDS) \quad (4.29)$$

ただし TSS_1 , VSS_1 : 脱水ケーキ固形物濃度および有機物濃度 [mg/l]

TDS , VDS : 投入污泥溶解性固形物濃度および溶解性有機物濃度 [mg/l]

TS , VS : 脱水ケーキ全固形物分率および有機物分率 [%]

図 4.3 に今回の設定条件における投入污泥濃度と脱水ケーキ含水率の関係を示す。

(5) 乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収の各プロセス

乾燥プロセスは脱水ケーキの一層の減量化、省エネルギー化やハンドリング向上を図ることを目的とし、熱作用により水分を気化蒸発させ固液分離を行う操作である¹⁴⁾¹⁵⁾。第3章と同様、熱回収プロセスで回収される蒸気を用いて乾燥する間接加熱型乾燥機を想定する。乾燥排ガスは除湿スクラバーで水分を除去した後、10%を燃焼用空気として焼却炉へ投入し、残りは乾燥機へ循環するシステムを考える。また一般の乾燥機に比べ污泥を対象とする乾燥機では、污泥の粘着性、造塊性などにより自由な含水率設定をする装置設計を行うのは困難な場合が多い。かつ運転制御面からみても、負荷変動に対して乾燥污泥の設定含水率を制御するのは容易ではない。そこで污泥の一部を乾燥させ、残りを無乾燥のままバイパスさせるものとした。また3章のモデルとは異なり、除湿スクラバー排ガスの予熱は考えていない。

乾燥污泥含水率を W_1 [%]、乾燥污泥比を F [-]、脱水ケーキ含水率 W [%]、全固形分率 TS [%] とすると乾燥污泥量 S_1 [kg/d] は、

$$S_1 = 10^3 F q_1 TS / (100 - W_1) \quad (4.30)$$

で表され、乾燥ケーキ量 S [kg/d] は、

$$S = S_1 + 10^3 (1 - F) q_1 \quad (4.31)$$

また乾燥污泥含水率に対しては装置上の制約から下限値を 30% として

$$30 \leq W_1 \leq 100 - TS \quad (4.32)$$

つぎに乾燥用追加空気の温度を 20℃、相対湿度を 70%、乾燥排ガスおよびスクラバー排ガスは飽和空気であるとする、乾燥プロセス全体の水分量の収支から、乾燥用追加乾き空気量 DA [kg/d] は乾燥排ガスが 90% 循環するので次式で示される。

$$DA = \frac{1000q_1 - S}{10H_{s(T_{dg})} - 0.7H_{s(20)} - 9H_{s(T_{sg})}} \quad (4.33)$$

ここで T_{dg} : 乾燥排ガス温度 [℃]

T_{sg} : スクラバー排ガス温度 [℃]

$H_{s(T)}$: 温度 T ℃ のときの飽和湿度 [kg-水蒸気/kg-乾き空気]

乾燥機の入熱 Q_d^i 、出熱 Q_d^o はつぎのようになる。

$$Q_d^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(20)j} DA_j 20 + I_1 DA_1 + 0.9 \left(\sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sg})j} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 \right) + 1000 C_f T_f F q_1 + I_3 X_2 \quad (4.34)$$

+

+

$$Q_d^0 = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dg})j} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + C_{ds} T_{fs} S_1 + I_2 X_2 \quad (4.35)$$

(4.34) 式右辺第 1, 2 項は乾燥用空気の顕熱、潜熱、第 3, 4 項は循環ガスの顕熱、潜熱、第 5 項は脱水ケーキ顕熱、第 6 項は蒸気エンタルピーである。(4.35) 式右辺第 1, 2 項は乾燥排ガス顕熱、潜熱、第 3 項は乾燥汚泥顕熱、第 4 項はドレンエンタルピーである。

ここで DG : 乾燥排ガス乾きガス量 [kg/d]

SG : スクラバー排ガス乾きガス量 [kg/d]

X_2 : 乾燥用蒸気量 [kg/d]

T_f : 脱水ケーキ温度 [°C]

T_{fs} : 乾燥機出口汚泥温度 [°C]

I_1 : 水分蒸発潜熱 [kcal/kg]

C_f : 脱水ケーキ比熱 [kcal/kg°C]

C_{ds} : 乾燥汚泥比熱 [kcal/kg°C]

各ガスの成分量は $j=1 \sim 3$ に対して、順に H_2O , O_2 , N_2 を表し、脱水ケーキ、乾燥汚泥の比熱は水分の比熱を 1.0 [kcal/kg°C]、固形分の比熱を 0.3 と仮定すれば求まる。つぎに除湿スクラバーまわりの水分量の収支から、

$$WC_1 + DG_1 = WC_2 + SG_1 \quad (4.36)$$

ここで WC_1 : 冷却水量 [kg/d]

WC_2 : スクラバー排水量 [kg/d]

除湿スクラバーの入熱 Q_{s1}^i 、出熱 Q_{s1}^o は

$$Q_{s1}^i = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dg})j} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + T_{wc1} WC_1 \quad (4.37)$$

$$Q_{s1}^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sg})j} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 + T_{wc2} WC_2 \quad (4.38)$$

(4.37) 式右辺第 1, 2 項は乾燥排ガス顕熱、潜熱、第 3 項はスクラバー冷却水顕熱、(4.38) 式第 1, 2 項はスクラバー排ガス顕熱、潜熱、第 3 項はスクラバー排水顕熱である。

ここで T_{wc1} : 冷却水温度 [°C]

T_{wc2} : スクラバー排水温度 [°C]

乾燥プロセスにおいても乾燥機回り、除湿スクラバー回りの熱損失を 5% と仮定する。

次に焼却プロセスは流動床炉をモデル化の対象とし、炉温と空気比が一定範囲にあることを安定燃焼条件と考える。燃焼用空気は乾燥排ガスをスクラバーで除湿したスクラバー排ガスと補助空気からなる。燃焼用空気の予熱は第 3 章では燃焼排ガスとの直接熱交換によるものとしたが、ここでは SAH (スチームエアーヒーター) を用いるものとする。完全燃焼を仮定し、乾燥ケーキ、重油の可燃分量をそれぞれ CO 、 CO_{α} [kg/d] とすると理論空気量 AIR [kg/d] は

$$AIR = (CO \sum_{j=1}^3 \alpha_j CO_j + CO_{\alpha} \sum_{j=1}^3 \alpha_j CO_{\alpha j}) / 0.223 \quad (4.39)$$

ここで

+

+

CO_j : 乾燥ケーキ組成比[kg/kg-VS]($j=1\sim5$ に対して、順にH, O, N, C, Sを表す)

CO_{olj} : 重油組成比[kg/kg-VS]

a_j : 燃焼量論から決定される定数[-]

補助空気乾き空気量 AG [kg/day] は空気比 M [-] を用いて

$$AG = M \cdot AIR - 0.1SG \quad (4.40)$$

空気比に対する制約として

$$1.3 \leq M \leq 2.0 \quad (4.41)$$

排ガス量 EG_j [kg/d] ($j=1\sim5$ に対して順に H_2O , O_2 , N_2 , CO_2 , SO_2 を表わす) は

$$EG_1 = 9(CO \cdot CO_1 + CO_{ol} CO_{ol1}) + \frac{S \cdot W}{100} + \frac{OL \cdot W_{ol}}{100} + 0.1SG_1 + AG_1 \quad (4.42)$$

$$EG_2 = 0.233AIR(M-1) \quad (4.43)$$

$$EG_3 = CO \cdot CO_3 + CO_{ol} CO_{ol3} + 0.767AIR \cdot M \quad (4.44)$$

$$EG_4 = 44/12(CO \cdot CO_4 + CO_{ol} CO_{ol4}) \quad (4.45)$$

$$EG_5 = 64/12(CO \cdot CO_5 + CO_{ol} CO_{ol5}) \quad (4.46)$$

焼却炉の入熱 Q_f^i 、出熱 Q_f^o は

$$\begin{aligned} Q_f^i = & G_{co}CO + G_{col}CO_{ol} + \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sah})j} (0.1SG_j + AG_j) \cdot T_{sah} \\ & + I_1(0.1SG_1 + AG_1) + C_{as}T_{fs}S_1 + 10^3C_fT_f(1-F) \cdot q_1 + 0.5OL \times 20 \end{aligned} \quad (4.47)$$

$$Q_f^o = \sum_{j=1}^5 C_{p(T_{eg})j} EG_j T_{eg} + I_1 EG_1 + C_{as} A_{sh} T_{eg} \quad (4.48)$$

(4.47) 式右辺第1項は乾燥ケーキ燃焼熱、第2項は重油燃焼熱、第3, 4項は予熱空気顕熱、潜熱、第5, 6項は乾燥ケーキ顕熱、第7項は重油顕熱である。(4.48) 式右辺第1, 2項は排ガス顕熱、潜熱、第3項は焼却残渣顕熱である。

ここで G_{co} : 乾燥ケーキ高位発熱量 [kcal/kg-VS]

G_{col} : 重油高位発熱量 [kcal/kg-VS]

AG_j : 補助空気量 [kg/d] ($j=1\sim3$ に対して順に H_2O , O_2 , N_2)

T_{sah} : 予熱空気温度 [°C]

EG_j : 焼却排ガス量 [kg/d] ($j=1\sim5$ に対して順に H_2O , O_2 , N_2 , CO_2 , SO_2)

T_{eg} : 排ガス温度 [°C]

A_{sh} : 焼却残さ量 [kg/d]

C_{as} : 焼却残さ比熱 [kcal/kg°C]

焼却炉回りの熱損失は入熱の10%と設定する。つぎに燃焼用空気 SAH の入熱 Q_{asah}^i 、出熱 Q_{asah}^o は

$$Q_{asah}^i = 0.1 \left(\sum_{j=1}^3 C_{p(T_{eg})j} SG_j T_{eg} + I_1 SG_1 \right) + \sum_{j=1}^3 C_{p(20)j} AG_j 20 + I_1 AG_1 + I_3 X_3 \quad (4.49)$$

$$Q_{asah}^o = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sah})j} (0.1SG_j + AG_j) T_{sah} + I_1(0.1SG_1 + AG_1) + I_2 X_3 \quad (4.50)$$

+

(4.49) 式右辺第 1, 2 項はスクラバー排ガス顕熱、潜熱、第 3, 4 項は補助空気顕熱、潜熱、第 5 項は蒸気エンタルピーである。(4.50) 式第 1, 2 項は予熱空気顕熱、潜熱、第 3 項はドレンエンタルピーである。 X_3 は SAH 必要蒸気量 [kg/d] であり、予熱空気温度に対する制約として

$$T_{\text{sat}} \leq 150 \quad (4.51)$$

ここでは排ガス処理プロセスとして、排ガスクラバー、二酸化硫黄の吸収を行うアルカリ吸収塔、および白煙防止用空気を予熱する SAH をとりあげる。排ガスクラバーでは排ガスの水分のみが除去され、他の乾き排ガス成分には変化がないと仮定し、スクラバー排ガス ESG_j [kg/d] は飽和ガスであるとする、

$$ESG_1 = H_{\text{r}(T_{\text{reg}})} \sum_{j=2}^5 ESG_j \quad (4.52)$$

排ガスクラバー回りの水分収支から、

$$WC_3 + EG_1 = WC_4 + ESG_1 \quad (4.53)$$

ここで T_{reg} : スクラバー排ガス温度 [°C]

WC_3 : 冷却水量 [kg/d]

WC_4 : スクラバー排水量 [kg/d]

排ガスクラバー、アルカリ吸収塔回りの熱収支は乾燥排ガスクラバー回りと同様に定式化できる。アルカリ吸収塔排ガスの白煙防止については第 3 章と同様であり、大気条件として温度 0 °C、相対湿度 70% を考えると、白煙発生の限界湿度は次式で示される。

$$H_{\text{ex}} = 0.0004729 \times T_{\text{ex}} + 0.002639 \quad (4.54)$$

ここで H_{ex} : スタックガスの湿度 [kg-水蒸気/kg]

T_{ex} : スタックガスの温度 [°C]

ALG_j をアルカリ吸収塔排ガスの各ガス成分量 [kg/d]、白煙防止用空気条件を温度 20 °C、相対湿度 70% とし、乾き空気量を WG 、各ガス成分量を WG_j とすると、アルカリ吸収塔排ガスと白煙防止用空気との合流点における水分収支から

$$ALG_1 + WG_1 = H_{\text{ex}} \sum_{j=2}^5 (ALG_j + WG_j) \quad (4.55)$$

白煙防止用空気 WG の SAH 回りの熱収支は燃焼用空気の SAH と同様に定式化できる。

つぎに廃熱回収プロセスには炉排ガスから蒸気の形でエネルギー回収を行う廃熱ボイラ、および回収蒸気の余剰エネルギーで蒸気発電を行う復水タービンが含まれる。廃熱ボイラの入熱 Q_{whb}^i 、出熱 Q_{whb}^o は回収蒸気量を X [kg/d] とすると

$$Q_{\text{whb}}^i = \sum_{j=1}^5 C_{p(T_{\text{reg}})_j} EG_j T_{\text{reg}} + I_1 EG_1 + I_4 X \quad (4.56)$$

$$Q_{\text{whb}}^o = \sum_{j=1}^5 C_{p(T_{\text{whb}})_j} EG_j T_{\text{whb}} + I_1 EG_1 + I_x X \quad (4.57)$$

ここで T_{whb} : 廃熱ボイラ排ガス温度 [°C]

I_x : 回収蒸気比エンタルピー [kcal/kg]

I_4 : 給水比エンタルピー[kcal/kg]

廃熱ボイラ回りの熱損失は 5 % とする。

一方系内での必要蒸気量 X_0 [kg/d] は、消化槽加温用蒸気量 X_1 、乾燥用蒸気量 X_2 、燃焼用空気予熱用蒸気量 X_3 、白煙防止用蒸気量 X_4 の総和であり、次式で示される。

$$X_0 = \sum_{j=1}^4 X_j \quad (4.58)$$

消費蒸気量 X_0 と蒸気エンタルピー $I_x = I_3$ として算出した回収蒸気量 X に対して

$$X \geq X_0 \quad (4.59)$$

が満たされる必要があり、余剰蒸気量 X_5 [kg/d] は

$$X_5 = X - X_0 \quad (4.60)$$

廃熱ボイラで回収蒸気の熱量に余剰エネルギーが発生する場合、蒸気発電を行うことを考える。復水タービンではタービン内の大きな熱落差を維持するためにタービン後部（復水器）で復水される。また復水タービンで発電を行う場合、一定の圧力、温度条件が必要であり、今回はエンタルピー条件を $I_{\max} = 716$ kcal/kg とする。系内での必要蒸気量は復水タービンから抽気するとして、発生電力量 KW_2 [kwh/d]、復水量 X_6 [kg/d] は

$$KW_2 = \mu_1 \mu_2 \{X_0(I_{\max} - I_3) + X_5(I_{\max} - I_5)\} / 860 \quad (4.61)$$

$$X_6 = X - X_0 \quad (4.62)$$

ここで μ_1 : 復水タービン効率 [-]

μ_2 : 発電機効率 [-]

I_5 : 復水比エンタルピー [kcal/kg]

(6) 電力消費関数とモデルパラメータ

ここでは嫌気性消化、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収の各プロセスに対する電力消費関数について述べる。今回の検討対象では開発間もないプロセスもある。そこで消化、脱水プロセスに対しては電力消費原単位をもとに、乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収の各プロセスに対しては A 社の設計資料をもとにそれぞれ伝熱面積、ろ床面積、排ガス量、蒸気量の指数関数として定式化した。嫌気性消化では攪拌動力が電力消費の主体であるが、消費電力原単位として消化槽 1 m³あたり 0.15 kwh/d と仮定した。消化プロセスの電力消費量 KWC_1 は

$$KWC_1 = 0.15 \cdot q \cdot TD \quad (4.63)$$

脱水における電力消費は主に脱水機本体で生じ、建設省の調査では単位ろ布幅に対する電力消費量を 288 kwh/m²・d としており、この値を用いた¹⁶⁾。ベルトプレス脱水機においてはろ過速度 B_M [kg-DS/m²・hr] は投入汚泥濃度と比例関係にあるとされる¹⁷⁾。つまり

$$B_M = C_5 TSS / 10000 + C_6 \quad (4.64)$$

一方ベルトプレス脱水機の稼働時間比を T_{bp} とすると、ろ布幅 LBP [m] は

$$LBP = q \cdot TSS / (1000 \cdot 24 T_{bp} B_M) \quad (4.65)$$

(4.64) (4.65) から脱水プロセス電力消費量 KWC_2 は

$$KWC_2 = 288 \cdot q \cdot 10 TSS / [24 T_{bp} (C_5 TSS + 10000 C_6)] \quad (4.66)$$

乾燥プロセスでは主に乾燥機、空気ブロウ、給水装置などにおいて電力消費がみられるが、乾燥機伝熱面積 A_d [m²] に対して、乾燥プロセス電力消費量 KWC_3 は

$$KWC_3 = 87.0 \times A_d^{0.724} \quad (4.67)$$

乾燥機の伝熱面積 A_d [m²] は乾燥機における伝熱量 Q [kcal/d] に関する次式から求まる。

+

$$Q = U_d A_d (T_{li} - T_{2i}) = X_2 (I_3 - I_2) / 24 \quad (4.68)$$

ここで U_d : 総括伝熱係数 [$\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$]

T_{li} : 蒸気温度 [$^\circ\text{C}$]

T_{2i} : 汚泥層温度 [$^\circ\text{C}$]

よって

$$KWC_3 = 87.0 \left[\frac{(I_3 - I_2) X_2}{24 U_d (T_{li} - T_{2i})} \right]^{0.724} \quad (4.69)$$

焼却プロセスでは主に流動床炉、SAH 燃焼用空気押込みファンで電力が消費されるが、電力消費量 KWC_4 は流動床炉のろ床面積 AIN [m^2] とすると

$$KWC_4 = 192 AIN^{0.994} \quad (4.70)$$

一方焼却炉のろ床面積は熱負荷から次式でもとまる。

$$AIN = QIN / (24 LIN \cdot TIN) \quad (4.71)$$

ここで QIN : 焼却炉入熱 [kcal/d]

LIN : 焼却炉熱負荷 [$\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$]

TIN : 焼却炉稼働時間比 [-]

排ガス処理プロセスでは排ガスクラバー、アルカリ吸収塔、白煙防止用 SAH、排ガス吸引ファンなどで消費されるが電力消費量 KWC_5 は排ガス量 EG [Nm^3/d] に対して

$$KWC_5 = 0.109 EG^{0.841} \quad (4.72)$$

廃熱回収では主に廃熱ボイラ給水装置などで電力が消費されるが KWC_6 は蒸気量 X [kg/d] に対して

$$KWC_6 = 1.51 X^{0.494} \quad (4.73)$$

+

以上の各単位プロセスのエネルギー収支モデル、電力消費関数のモデルパラメータを表 4.1 に示す。脱水性能に係わる (4.24) 式のパラメータ C_1 , C_2 については清水のデータ¹⁷⁾に基づいて図 4.3 のとおり設定した。またガス定圧比熱は Haugen-Watson 式に基づいて求め、パラメータは化学工学便覧より引用した。

(7) エネルギー収支計算アルゴリズムとシミュレーション

プロセスシミュレーションはシステムの特性を把握することを目的とするが、汚泥処理システムにおいては物質収支、エネルギー収支、プロセス性能を中心とする定常状態における単位操作の関係式を利用して、個々の構成要素の出口状態を入口状態と設計条件とから求める関係式を導き、逐次フローに従って結合することでプロセスシミュレーションが行える。リサイクルループを含む一般的なシステムにおいては、なんらかの収束計算を必要とし、サブシステムの特性を表す方程式が一般に非線形なことから、数式モデルの取り扱いとシミュレーションを実行する計算順序の決定が全体の計算効率との関係で最も重要な事項となる¹⁸⁾。独立変数の決定については物質収支、熱収支などの基本式において自由度の検討を行い、シミュレーションが容易なように決定することになる。

さて本研究の検討対象システムは、汚泥のもつ潜在的エネルギーを効率的に利用するためのエネルギー回収プロセスを有している。すなわち、消化ガスエンジンによる電力回収、その冷却温水、排ガスからの廃熱回収、炉排ガスの廃熱からの蒸気回収、復水タービンによる電力回収などである。また回収蒸気の系内での利用は、消化槽加温、乾燥、燃焼用空気の予熱、白煙防止などのために行われ、消化ガス熱利用サブシステムとともにエネルギーリサイクルループをなしている。今回は次節の最適計算結果との比較をする目的も含めて、以下のエネルギー収支計算アルゴ

+

リズムに従い消化日数、乾燥汚泥量比、乾燥汚泥含水率を設計変数として検討を進めた。シミュレーションアルゴリズムを示すと、

- (1) 消化日数の入力
- (2) 消化、消化ガスの熱利用、脱水に関する計算を実行
- (3) 乾燥汚泥量比、乾燥汚泥含水率の入力
- (4) 焼却炉の安定燃焼条件を満たすための収束計算
- (5) 排ガス処理、廃熱回収にかかわる計算を実行し、蒸気不足となる場合は炉へ重油を投入し(4)へ戻り、余剰の場合は次へ進む。
- (6) 回収蒸気量と必要蒸気量を等しいとしたときの比エンタルピーが設定最大比エンタルピー I_{\max} ($= 716 \text{ kcal/kg}$) を上回る場合は回収蒸気量、発生電力量を算出して計算を終える。反対に I_{\max} に満たない場合は、回収蒸気の比エンタルピーを消費蒸気と同じ条件、すなわち、 I_3 ($= 663 \text{ kcal/kg}$) とおいて回収蒸気量、余剰蒸気量を算出して計算を終える。

以上のうち(4)の焼却にかかわる収束計算についてさらに詳しく述べると、

- ① 空気比 M ($= 1.3$)、予熱空気温度 T_{sat} ($= 150^\circ\text{C}$) の下で、炉温が T_{eg} ($= 800^\circ\text{C}$) となる重油量を収束計算で求める。もし自然可能で炉温が T_{eg} を超える場合は②へ進む。
- ② 予熱空気温度を下げて、炉温が設定の T_{eg} となるよう収束計算する。もし予熱を行わなくとも炉温が設定 T_{eg} を超えるならば③へ進む。
- ③ 空気比制御により炉温が設定 T_{eg} となるよう収束計算する。したがって先の(5)から(4)へもどるときには、上の②へ進むことになる。

また①、②、③の各収束計算では計算効率を考慮し、重油量、予熱空気温度、空気比に対して増分を考え、これを炉温が設定 T_{eg} になるまで2分割しながら加減していく方法を利用した。

まずこのエネルギー収支計算アルゴリズムにより乾燥焼却システムのエネルギー収支について考察する。乾燥焼却システムのエネルギー収支については前章で詳細に論じているため、ここでは最適設計との比較に必要な点に絞って述べる。なおエネルギー収支量としてはエネルギーリサイクルループに影響する重油消費量、電力生産量をもとに議論を進めた。直接脱水システム(以下、DCシステムと称する)について乾燥汚泥量比に対するエネルギー収支シミュレーション結果を図4.4に示す。縦軸に重油消費量、電力生産量からなるエネルギー収支量、および電力生産量を取り、横軸には乾燥汚泥量比 F をとって乾燥汚泥含水率が30%の場合に対する結果を示している。図で $F=0$ は無乾燥で、各曲線の右端は上限空気比 ($= 2.0$) となる乾燥汚泥量比である。 $TS=2\%$ の場合、 F が約0.3以上でオイルレスとなり、電力生産は F が0から約0.6まで行える。 $TS=4\%$ の場合は、 F が約0.2以上でオイルレスとなり、電力生産は F が0から約0.5までで行える。今回は $1.3 \leq M \leq 2.0$ なる制約をおいたため、上限空気比を超える領域については示していないが、 $2.0 \leq M$ では乾燥用蒸気量が増え重油投入がないと蒸気収支がマイナスとなる領域が生ずる。消化プロセスを含む場合(以下、ADDCシステムと称する)、消化日数20日の場合の F に対するエネルギー収支は図4.5に示される。重油消費量の極小点よりも F が小さいときには焼却炉の燃焼条件から、高いときには蒸気収支からエネルギー収支が決定されることはすでに述べた。なお図4.5のエネルギー収支曲線に不連続点がみられるのは焼却廃熱による蒸気発電の比エンタルピー条件を考えているためである。ここまでのエネルギー収支解析から直接脱水のシステム(DC)および消化プロセスを含むシステム(ADDC)においては、乾燥汚泥

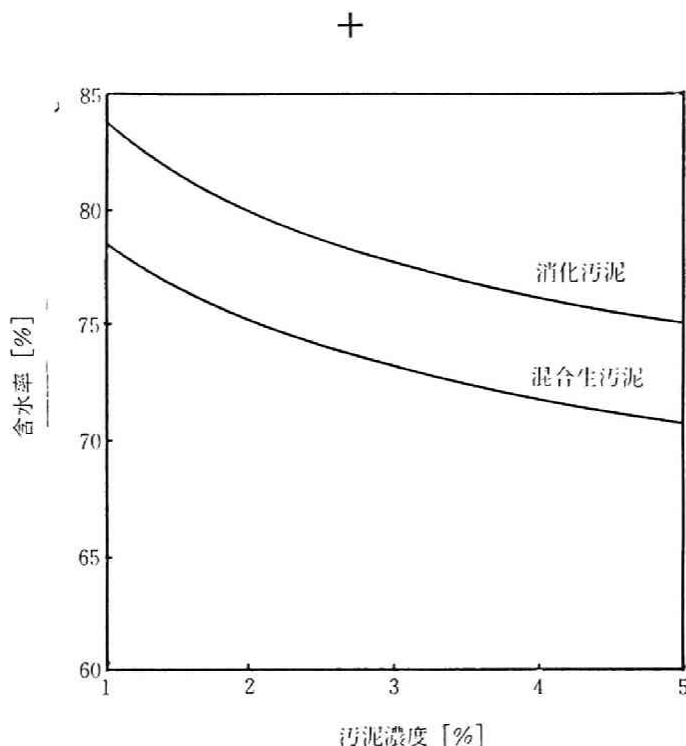


図 4.3 投入汚泥濃度とケーキ含水率の関係

含水率にエネルギー収支上最適値が存在し、設計変数として乾燥汚泥含水率と乾燥汚泥量比をとるのが適切であることを示した。

一方、消化日数 TD は嫌気性消化プロセスにおいてエネルギー、コストの側面から重要な設計変数であることは言うまでもなく、Middleton ら¹⁹⁾によってもその重要性が示されている。消化日数を長くすると嫌気性菌により基質分解は進行し、生成メタンガス量も増加するが、消化日数の増加に伴い消化槽容積も増加し、放熱量も増大していく。そのため消化槽、さらに汚泥処システム全体のエネルギー収支は消化日数により変化することとなる。図 4.6 に消化プロセス含んだシステムのエネルギー収支を消化日数を横軸にとって示した。この例は全量乾燥条件下で $TS = 2\%$ の場合は $W_1 = 80\%$ 、 $TS = 4\%$ の場合は $W_1 = 70\%$ としたときの結果である。 $TS = 2\%$ では消化日数を 5 日より増加させていくと重油消費量は低下していく一方、電力生産量は増加していく。この傾向は $TD = 10$ 日前後まで続き、この点を境に重油消費量はわずかながら増加を始める。 $TD = 25$ 日付近で重油消費量が不連続になっているのは消化槽が 1 槽から 2 槽に増え、表面積が不連続に増えるためである。しかし電力生産量は消化日数の増加とともに増加を続ける。重油消費量最小点における重油消費量は約 250 kg/ton-DS であり、 $TD = 30$ 日における重油消費量は約 270 kg/ton-DS である。このように消化日数に対してエネルギー収支上の極小点が生ずる理由は、 $TS = 2\%$ では消化日数の全期間を通じて消化槽加温用蒸気が必要となり、加温必要熱量は消化日数が増加するにつれて槽表面積からの放熱量の増加に応じて増加する一方、廃熱回収熱量は Monod モデルによる微生物反応を反映して、 TD の増加による増加傾向は徐々に鈍くなり、一定値への収束傾向を示すためである。この加温用必要蒸気が重油消費量にも反映されて、極小値が現われると理解される。これに対し $TS = 4\%$ では消化日数とともに徐々に重油消費量が増加している。これは $TS = 2\%$ のときと異なり、消化日数の全期間を通じて加温用蒸気がガスエンジン廃熱以外には必要でないためであり、 TD の増加により消化汚泥

+

表 4.1 エネルギー収支モデルにおける設定パラメータ

パラメータ	内 容	設 定 値	パラメータ	内 容	設 定 値
消化プロセス	μ_{max}	最大比増殖速度	0.29	1/d	
	K_m	Michaelis-Mentenの半飽和定数	2200	mg-COD/l	
	Y	単位利用基質当たりの菌体生成量	0.044	—	
	α	生物分解性COD比（浮遊性）	0.7	—	
	β	生物分解性COD比（溶解性）	0.7	—	
	ω_1	浮遊性有機物のCODへの変換係数	1.46	mg-COD/mg-VSS	
	ω_2	溶解性有機物のCODへの変換係数	0.50	mg-COD/mg-VSS	
	ω_3	嫌気性菌の有機分比	0.92	—	
	VSSi	流入汚泥浮遊性有機物濃度	28000, 14000	mg/l	
	VDSi	流入汚泥溶解性有機物濃度	3000, 1500	mg/l	
消化ガス利用プロセス	η_1	消化ガス保有熱量の発電機移行率	0.35	—	
	η_2	発電機効率	0.90	—	
	G_{gas}	消化ガスの低位発熱量	5500	kcal/Nm ³	
	T_{wc}	冷却水温度	20	℃	
	T_{ww}	冷却温水温度	70	℃	
	T_{ge}	エンジン排ガス温度	500	℃	
	T_g	温水ボイラ排ガス温度	250	℃	
	T_{s1}	流入汚泥温度	15	℃	
	T_{d1}	消化温度	35	℃	
	C_1	汚泥比熱	1000	kcal/m ² ・℃	
脱水	C_1	脱水ケーキ含水率経験定数	消 83.7 / 生 78.6		
	C_2	脱水ケーキ含水率経験定数	消 - 0.0687 / 生 - 0.0664		
	TSS ₂	返流水固形物濃度	200	mg/l	
乾燥	T_f	脱水ケーキ温度	20	℃	
	T_{fs}	乾燥汚泥温度	100	℃	
	T_{dg}	乾燥排ガス温度	85	℃	
	T_{sg}	スクラパー排ガス温度	30	℃	
	T_{wc1}	冷却水温度	20	℃	
	T_{wc2}	スクラパー排水温度	50	℃	
焼却プロセス	T_{sg}	炉排ガス温度	800	℃	
	W_{o1}	重油含水率	0.3	%	
	VS _{o1}	重油可燃分率	99.95	%	
	G_{co}	汚泥高位発熱量	5500	kcal/kg-VS	
	G_{o1}	重油高位発熱量	9900	kcal/kg-VS	
	C_{as}	焼却残渣比熱	0.3	kcal/kg・℃	
	CO ₁	汚泥元素組成	H = 0.07, N = 0.07, O = 0.37		
	CO ₁	汚泥元素組成	C = 0.48, S = 0.01		
	CO _{o11}	重油元素組成	H = 0.18, N = 0.01, O = 0.005		
	CO _{o11}	重油元素組成	C = 0.80, S = 0.005		
ガス	T_{csg}	スクラパー排ガス温度	30	℃	
	T_{wh}	白煙防止用予熱空気温度	150	℃	
焼却炉	T_{whb}	廃熱ボイラ排ガス温度	300	℃	
	μ_1	復水タービン効率	0.90	—	
回収	μ_2	発電機効率	0.90	—	
エンタルピー	I_1	水分潜熱	597	kcal/kg	
	I_2	比ドレンエンタルピー	181	kcal/kg	
	I_3	比スチームエンタルピー	663	kcal/kg	
	I_4	ボイラ給水比エンタルピー	100	kcal/kg	
	I_5	復水比エンタルピー	575	kcal/kg	
電力消費関数	C_5	ろ過速度式経験定数	消 49.4 / 生 40.5		
	C_6	ろ過速度式経験定数	消 25.0 / 生 25.8		
	T_{bp}	稼動時間比	1.0	—	
	T_{11}	蒸気温度	179	℃	
	T_{21}	汚泥層温度	100	℃	
	U_d	乾燥機総括伝熱係数	100	kcal/hr・℃	
	L I N	焼却炉熱負荷	350000	kcal/m ² ・hr	
	T I N	焼却炉稼動時間比	1.0	—	

有機分率は減少し汚泥の燃料的価値が低下するためである。

このように後続の焼却プロセスを含めた嫌気性消化システムの場合、考慮すべき設計変数は多く、それらの相互関係を十分に検討する必要が生ずる。次節では嫌気性消化を含めた汚泥処理システムのエネルギー収支について、最適設計手法を用いて検討する。

4.3 嫌気性消化システムのエネルギー最適設計^{20) 21)}

(1) 最適設計問題の定式化

プロセスの最適設計問題ではシステムの構造が与えられた後、何らかの最適化手法を用いて目的関数を最小にするような設計変数を決定することとなる。一方、先述したプロセスのシミュレーションでは、さらに独立に決定できる設計変数が与えられて、与えられた条件のもとでのシステムの特性を把握することにその目的がおかれる。したがってプロセスシミュレーションに基づく設計においては設計の自由度は小さく、設計条件の決定に際して人間の判断が必要となり、これによって最適性が保証されなくなることがあり得る。とくに本研究で対象とするような変数の多い大規模な問題に対してはシミュレーションのみに基づく設計では、考慮できる範囲が限定され、最適性を保証することは困難であるといわざるをえない。

ここで一般的な非線形計画問題は

$$\text{Min } f(x) \quad (4.74)$$

$$\text{subj. to } g_i(x) \leq 0 \quad i=1 \sim m \quad (4.75)$$

$$h_j(x) = 0 \quad j=1 \sim l \quad (4.76)$$

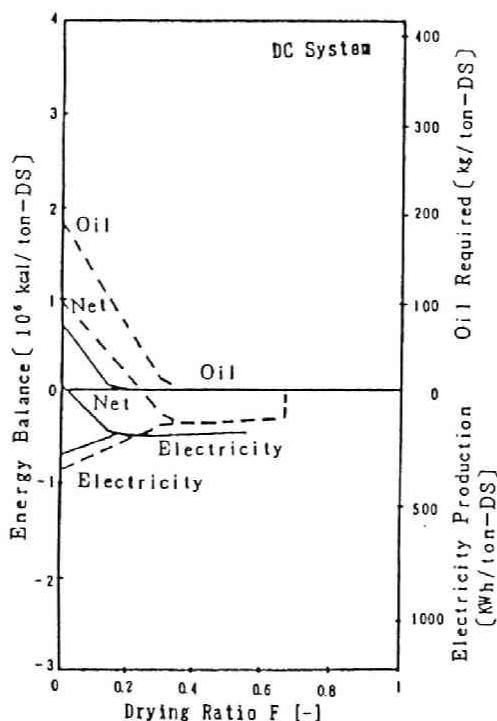


図 4. 4 直接脱水システムの乾燥汚泥量比とエネルギー収支
(乾燥汚泥含水率30%, 実線TS4.0%, 点線TS2.0%)

+

汚泥処理システムに対するエネルギー最適設計問題を定式化すると $f(x)$ は次式で示される。

$$f(x) = k_1 \left(\sum_{i=1}^3 KWC_i - \sum_{j=1}^6 KW_j \right) + k_2 OL \quad (4.77)$$

ここで KWC_i : 各ユニットプロセスの電力消費量 [kwh/d]

$i=1 \sim 6$ に対し消化、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収の各プロセスを表す。

KW_j : 各ユニットプロセスの電力生産量 [kwh/d]

OL : 重油消費量 [kg/d]

k_1, k_2 : エネルギー換算係数 ($k_1=2450 \text{ kcal/kwh}$, $k_2=9500 \text{ kcal/kg}$)

不等式制約 (4.75) 式、等式制約 (4.76) 式はエネルギー収支モデルのプロセス性能、物質収支、熱収支などより構成される。今回の問題はさきに示した嫌気性消化システムモデルを含めたエネルギー最適化問題であるが、変数の数は 43、等式制約の数が $l=37$ 、非負制約以外の不等式制約が $m=9$ となり、かなり大規模な非線形計画問題となる。

(2) 最適化手法とその適用

本研究で用いた最適化手法は拡大ラグランジュ乗数法²²⁾⁻²⁵⁾で、非線形計画法のうち有制約問題に対する変換解法の 1 つである。第 2 章ですでに述べた通り、有制約計画問題の解法は無制約計画問題に変換して無制約計画法を適用して解くいわゆる変換解法と有制約計画問題の構造は変えずに制約条件式を陽にとり扱う解法がある。ラグランジュ乗数法の由来となるペナルティ法は収束が遅いことやペナルティパラメータを無限大に接近させるにしたがって正確な最小点を決定することが困難になるという欠点があるものの、アルゴリズム自身が簡単で広い範囲の問題に適用可能であり、また種々の有効な無制約計画法を利用できるという利点があるので汚泥処理システムの最適設計分野においても用いられている²⁶⁾⁻²⁸⁾。そこでペナルティパラメータをあまり変化させることなく有限の値に保ったまま、ラグランジュ乗数を修正することによって元問題の最適解を得る拡大ラグランジュ乗数法を用いることとした。本法の特徴、アルゴリズム等はすでに第 2 章で述べたとおりである。

本論文で扱う問題への最適化手法適用上の問題として変数と制約条件の数が非常に多く、プログラム作成—なかでも制約関数の勾配ベクトル計算部分—が膨大な作業となることが挙げられる。また仮にこの形で計算を進めても大きな計算機容量を必要とし計算時間も長時間となる。そこで最適化問題の再編を行うこととしたが、その内容は等式制約を用いて問題の同値関係を崩さないように気をつけながら変数の数を減らすこと、勾配ベクトルの計算プログラムの作成が容易になるように、等式を

$$\sum_{k=1}^{m_1} A_{ik} \cdot \prod_{j=1}^N x_j B_{ijk} \quad i=1 \sim l \quad (4.78)$$

の形式で幾何計画問題として表現することの 2 点である。また一般に数値計算において適用されるアルゴリズムは $x=Ty$ に対して定義された 2 つの最適化問題

$$\text{最小化} \quad f(x), \quad x \in S \quad (4.79)$$

$$\text{最小化} \quad h(y) = f(Ty), \quad Ty \in S \quad (4.80)$$

に対して不変ではないので、良い結果を得るためには変数の選択が重要な問題となる。変換 $x=Ty$ により条件数を小さくするような T をうまく選べば、計算を有効に行うことができる。よく行われるのは T を対角行列にとる方法で、これは変数の尺度を変更することに相当しているの

+

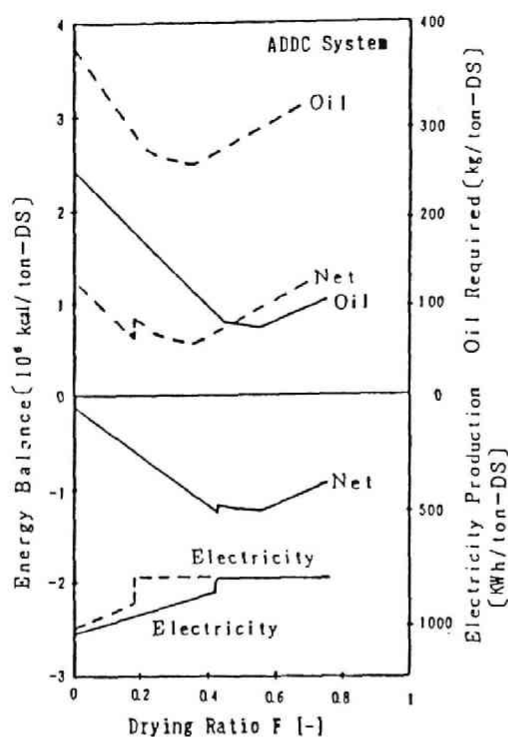


図 4.5 消化脱水システムの乾燥汚泥量比とエネルギー収支
(乾燥汚泥含水率30%, 実線TS4.0%, 点線TS2.0%)

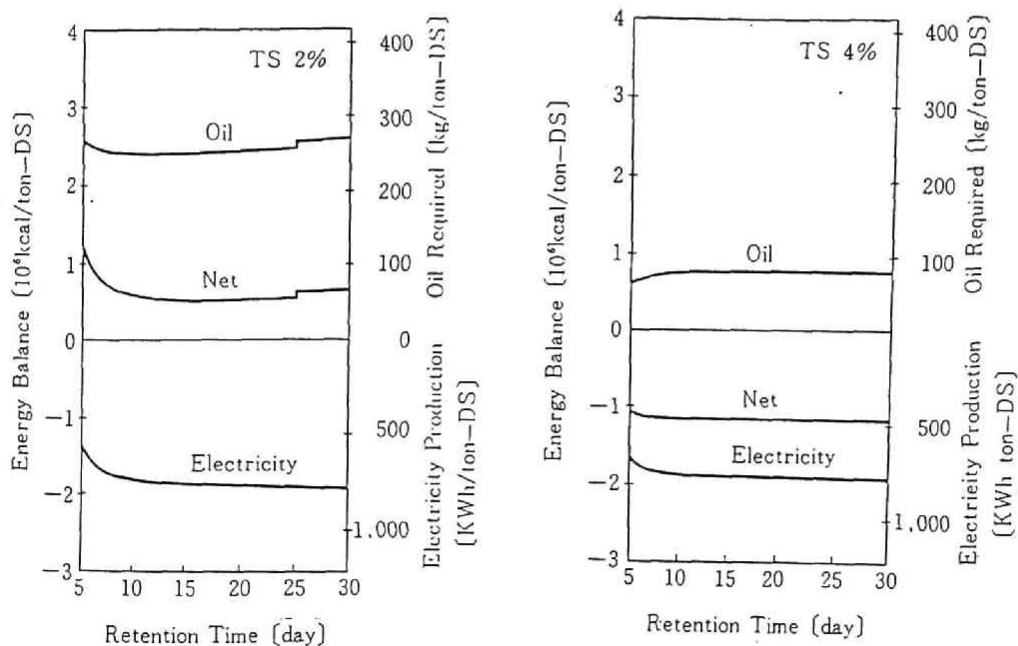


図 4.6 消化脱水システムのエネルギー収支と消化日数の関係

でスケーリングとよばれる。スケーリングについても一般的に有効な方法は知られていないが、 $F^2h(y)$ の各要素が大体同じ程度の大きさになるようにするのが良いとされている。より簡単な方法として、 $h(y)$ の各要素からの寄与を同程度にする方法がある。たとえば

$$f(x) = 10000x_1^2 + x_2^2 \quad (4.81)$$

に対して、

$$y_1 = 100x_1 \quad (4.82)$$

$$y_2 = x_2 \quad (4.83)$$

と変換し

$$h(y) = y_1^2 + y_2^2 \quad (4.84)$$

とすればよくスケーリングされた問題となる。また制約付きの問題においては制約式を含めたスケーリングが問題となるが、この問題に指針を与えるような例は見当たらない。本研究で扱う問題はかなり多変数で制約条件式も多いため、計算を効率的に行うためのスケーリングも困難である。そこで設計変数は処理規模に係わる変数と係わらない変数に二分できるので、スケーリングもこの2つで分けて行うものとした。処理規模に係わらない変数に対しては、

$$y = x / 10^4 \text{ (濃度を表す変数)} \\ y = x \text{ (その他の変数)} \quad (4.85)$$

とし、処理規模に係わる変数に対しては流入汚泥量当たりの値を示すようにスケーリングを行った。もう1つの問題点として、目的関数に含まれる電力消費関数が非線形性の強いことが挙げられ、とくに設計変数のべき指数が実数型であると、設計変数の値が負になったときに計算が行えない（非負制約が設けられているが、探索中には設計変数が負になることもありうる）。そこでそのような設計変数 x に対しては $y = \ln x$ と変数変換を行うものとした。

今回の問題は (4.74) ~ (4.76) であるが、上述した問題の再編を行なった後の制約式の一覧を Appendix 1 に示す。最適計算は中山らが開発した拡大ラグランジュ乗数法プログラム²²⁾²³⁾を用い、京都大学大型計算機センター FACOM M 382 により行なった。

(3) 最適設計結果

まず表 4.2 に $TS = 2\%$ の場合の直接脱水システムに対するエネルギー収支比較を示した。設計例としては無乾燥条件、過乾燥条件（全量乾燥、乾燥汚泥含水率 $W_1 = 50\%$ ）、シミュレーション探索結果（乾燥汚泥量比 $F = 0.35$ 、 $W_1 = 30\%$ ）、最適設計結果（乾燥汚泥量比 $F = 0.32$ 、 $W_1 = 30\%$ ）の結果を挙げている。無乾燥条件とは従来の汚泥焼却に相当し、乾燥プロセスの併用によるエネルギー効率化は考慮していない条件であり、過乾燥条件とは乾燥によるエネルギー有効利用を考慮しているものの、系全体のエネルギー収支にはアンバランスが生じている条件である。これらに対して前節で示したエネルギー収支シミュレーションにより最適点を直接探索した結果がシミュレーション探索として示しているものであり、最後の最適設計結果が本節で述べた非線形計画手法によりエネルギー消費関数を最小化した結果である。無乾燥条件と過乾燥条件を比べれば、エネルギー収支で無乾燥条件の 3190 Mcal/ton-DS から過乾燥条件の 1595 Mcal/ton-DS と半減させることができる。これは乾燥プロセスを含めることで乾燥プロセスの電力消費があるものの、汚泥燃料性状の向上から焼却および排ガス処理での電力消費が減少し、また焼却炉における重油消費が必要でなくなったためである。つぎにシミュレーション探索による設計例ではエネルギー収支で 1251 Mcal/ton-DS となり、エネルギー消費量として無乾燥条件の 39%、過乾燥条件の 78% にまで減少できる。これは前節で述べた通り、乾燥汚泥の最適含水率よりも高い含水率では焼却炉の燃焼条件よりシステム全体のエネルギー収支が決定され、低い含

水率では蒸気収支により全体のエネルギー収支が決定されるためである。また電力消費量についてみれば、脱水では3ケースとも全く同じ値となっている。これは脱水の電力消費関数が脱水機ろ布幅に対して定められており、脱水性能を示す経験モデルが流入汚泥濃度を含む関数となっているため当然の結果といえる。乾燥における電力消費量は乾燥用蒸気量の減少からシミュレーション探索は過乾燥の54%まで減少している。焼却における電力消費量は無乾燥条件では重油消費があるために火炉負荷が大きいことを反映して大きく、過乾燥条件とシミュレーション探索結果ではどちらもオイルレスであるが前者の方が空気比が高いために幾分大きくなっている。排ガス処理における電力消費量は無乾燥では排ガス中の水分量が多く、過乾燥では空気比が高いためにいずれも排ガス量が多く、シミュレーション探索結果のそれぞれ1.5倍、1.3倍となっている。つぎにシミュレーション探索結果と最適設計結果とを比べれば両者ともオイルレスであり、最適設計は電力消費を若干低減させることができています。最適設計の方が乾燥汚泥量比がわずかに低いために電力消費量は乾燥、焼却、排ガス処理でわずかに異なり最適設計結果で若干良好な値を得ているが、これはシミュレーション探索における乾燥汚泥量比探索幅によるところが大きいと考えらる。しかし基本的にはシミュレーション探索と乗数法による設計結果では同レベルのエネルギー収支量であるといえる。

消化脱水システムに対してシミュレーション探索結果と最適設計結果とを表4.3に示す。TS=2%の場合では最適設計を行うことによりエネルギー収支で約10%の削減を図ることができる。この内訳をみれば重油消費量は大きくは変化せず、電力収支で回収電力の増加となっている。電力収支を消費と生産に分けてみれば、最適設計での消化日数が短いことからガスエンジン発電による電力生産量は少なくなるものの消化槽の電力消費も少なくなっている。TS=4%の場合もほぼ同様の傾向を示し、エネルギー収支量上の利得がある。

以上のように直接脱水-焼却システムでは最適設計によるエネルギー削減量はシミュレーション探索とほぼ同様であるが、嫌気性消化-焼却システムではかなりの量となることが示された。これはシステムモデルの大規模化によるエネルギー収支に対するシステム構造が経験的な判断も必要とするシミュレーション探索では十分に把握されにくいことを示唆するものである。つまり、直接脱水-焼却システムではエネルギー収支に対するシステム構造が乾燥プロセスの付加による効率化といった点に集約され、比較的全体像を把握しやすいのに対して、嫌気性消化-焼却システムではメタンガス熱回収利用系が加わることにより全体のシステム構造の把握が簡単にはなされないためである。しかも、メタン発酵プロセスではガス発生量、ガス発電量を増加させる上では十分な嫌気性分解を行うことが有効である一方、消化日数を多くとることは槽容積を大きくすることにもつながり、系からの放熱量を増加させる他、嫌気性消化汚泥の燃料性状を低下させ後続の焼却プロセスでのエネルギー消費の増加に結びつくといった相反する側面をもつ。これらから嫌気性消化-焼却システムの最適設計結果がかなり良好な結果となったものと考えられるが、実際、シミュレーション探索では消化日数は20日を採用しているのに対し、最適設計結果ではTS=2%で11日、TS=4%で9.3日とかなりの差がみられている。今回、最適設計問題として解いた問題の規模がすでに述べた通り、変数43、等式制約37、非負制約以外の不等式制約9というようにエネルギー収支に限ってもかなり大規模であること、汚泥処理システムとして最適化を図るには嫌気性消化、脱水、焼却といった単位プロセス設計から嫌気性消化-ガス発電のようなバイオエネルギー生産系や乾燥-焼却-廃熱回収系といったサブシステム設計、さらに大規模な系を考える必要性も今後生じることなどを考え合わせれば、最適設計の有効性はここに示されたといえよう。

表 4.2 各設計結果のエネルギー収支比較
(スチーム発電のない直接脱水システム, 流入汚泥濃度 2%)

項 目		全量乾燥		シミュレーション F = 0.35 W ₁ = 30%	最適値
		無乾燥	F = 1.0 W ₁ = 50%		
消費電力	嫌気性消化	0	0	0	0
	脱水	358	358	358	358
	乾燥	0	494	267	251
	焼却	344	231	226	220
	排ガス処理	503	445	344	347
	廃熱回収	69	66	55	56
	小合計	1264	1595	1251	1242
電力収支		1264	1595	1251	1242
燃料消費		1826	0	0	0
エネルギー収支		3190	1595	1251	1242

(単位: 10^3 kcal/ton-DS)

(4) 嫌気性消化の有無によるエネルギー収支の得失とトレードオフ

つぎに汚泥処理システムにおける嫌気性消化プロセスの有無によるエネルギー収支の得失とトレードオフ関係について論じる。つまり消化プロセスでは嫌気性菌体の働きによりメタンガスの発生がある一方、汚泥の燃料的価値は低下し後続の乾燥焼却システムにおいて新たな投入エネルギーが必要となる可能性がある²⁹⁾³⁰⁾。TS = 2%, 4% の場合の、消化脱水システム (ADDC)、直接脱水システム (DC) の最適設計結果を表 4.4 に示す。また各々の場合の設計結果をシステムフローとして図 4.7 No. 1 ~ 4 に示した。TS = 2% の場合、エネルギー収支 (消費側正) をみれば ADDC システムで約 1800 Mcal/ton-DS、DC システムで約 900 Mcal/ton-DS となり、消化プロセスを含めないほうが有利となることが分かる。この内訳をみれば、電力収支量は ADDC では約 690 Mcal/ton-DS の生産、DC では約 900 Mcal/ton-DS の消費であり、重油消費量は ADDC で約 2500 Mcal/ton-DS、DC でオイルレスとなる。このように ADDC システムでは消化ガスエンジンによる電力生産量が電力消費量を上回り、電力収支は生産側にあるが、重油消費量が大きいために全体としてエネルギー投入量が大きくなる。DC システムでは電力収支量が消費側であるものの重油消費がないため、エネルギー収支量トータルでは ADDC システムより低い値となった。TS = 2% の場合に重油消費量が両システムで大きく差があるのは、消化プロセスにより汚泥乾ベースの燃料的価値が下がり、さらに脱水ケーキ性状が消化汚泥濃度の低下を反映して悪化するためである。また消化槽での電力消費が大きいこと、消化槽加温に蒸気が必要であることなども ADDC システムが不利であることの原因である。

一方、TS = 4% の場合、最適点のエネルギー収支をみれば ADDC システムが約 370 Mcal/ton-DS の生産、DC システムが約 470 Mcal/ton-DS の消費となり、消化プロセスを含めた場合にエネルギー収支は生産側にあり有利であることが分かる。電力収支量は ADDC で約 1140 Mcal/ton-DS の生産、DC で約 470 Mcal/ton-DS の消費となり、重油消費量は ADDC で約 770 Mcal/ton-DS、DC でオイルレスとなる。有利となるシステムが TS = 2% の場合と逆転したのは次の理由による。すなわち、消化槽での電力消費が減少したこと、消化槽加温用熱量がガスエンジン廃熱以外には必要でないこと、汚泥濃度の上昇により脱水ケーキ含水率の差が狭

+

表 4.3 シミュレーション探索と最適設計のエネルギー収支比較(消化脱水・乾燥焼却システム)

TS	項 目		シミュレーション 探索	最適設計
2%	消費電力	嫌気性消化	368	202
		脱水	306	305
		乾燥	241	244
		焼却	223	232
		排ガス処理	362	377
		廃熱回収	59	58
		小合計	1557	1418
	発電電力	ガスエンジン	1910	1837
		スチームタービン	0	271
	電力収支		-353	-690
4%	燃料消費		2379	2499
	エネルギー収支		2027	1809
	消費電力	嫌気性消化	184	85
		脱水	151	151
		乾燥乾	250	259
		焼却	125	128
		排ガス処理	214	221
		廃熱回収	44	43
		小合計	967	887
	発電電力	ガスエンジン	1941	1884
		スチームタービン	0	145
	電力収支		-973	-1142
	燃料消費		732	773
	エネルギー収支		-242	-369

(単位: 10^3kcal/ton-DS)

まったこと、DCシステムでは余剰の蒸気が生じても利用する場がないことなどによるものと考えられる。

以上のように、TS = 2%、4%とも重油消費量から評価すれば直接脱水システムが有利となり、電力収支量からみれば消化脱水システムが有利となる。そして両者を合せたエネルギー収支からみれば、TS = 2%ではDCシステムが有利となり、TS = 4%ではADDCシステムが有利となる。このように嫌気性消化プロセスの有無によるエネルギー収支の得失は汚泥濃度に大きく左右されることがわかる。そしてTSが2%から4%の間にはエネルギー収支でみれば両システムとも同等の評価が得られるが、重油消費面からみれば直接脱水システムが、電力生産面からみれば消化脱水システムが、それぞれ有利となる濃度が当然存在するはずである。そこで各汚泥濃度における最適設計結果より、システムのエネルギー収支量を汚泥濃度に対して示したのが図4.8である。TS = 3%ではTS = 4%と同じくエネルギー収支からみてADDCの方が有利であるが、その差はかなり縮まっており、さらにTS = 2.7%前後でエネルギー収支量が同等であることがわかる。このように汚泥処理における嫌気性消化の有無によるエネルギー的得失は、ある条件下では重油量低減を考えるか、発生電力増加を考えるかというトレードオフ関係が汚泥

+

+

表 4.4 最適設計結果のエネルギー収支比較

TS	項 目		ADDCシステム	DCシステム
2%	消費電力	嫌気性消化	202	0
		脱水	305	358
		乾燥	244	251
		焼却	232	230
		排ガス処理	377	347
		廃熱回収	58	56
		小合計	1418	1242
	発電電力	ガスエンジン	1837	0
		スチームタービン	271	341
		小合計	2108	341
	電力収支		- 690	901
	燃料消費		2499	0
	エネルギー収支		1809	901
4%	消費電力	嫌気性消化	85	0
		脱水	151	180
		乾燥	259	129
		焼却	128	233
		排ガス処理	221	350
		廃熱回収	43	56
		小合計	887	948
	発電電力	ガスエンジン	1884	0
		スチームタービン	145	479
		小合計	2029	479
	電力収支		- 1142	469
	燃料消費		773	0
	エネルギー収支		- 369	469

単位：Mcal / ton - DS

処理システムの選定問題に生じることとなる。

4.4 おわりに

汚泥処理システムの設計に関して、エネルギーリサイクルを有する汚泥処理システムにおけるエネルギー効率化に関する諸策の検討やエネルギー最適設計を可能とするよう、汚泥処理システムの定常モデル化を行った。とくに大きなエネルギーグループとして嫌気性消化を核とするバイオエネルギー生産系と焼却を核とする焼却廃熱利用系を中心として各ユニットプロセスのプロセス性能、物質収支、熱収支を中心にエネルギー収支モデルを定式化し、非線形計画手法を用いて汚泥処理システムのエネルギー最適化に関して検討を加えてきた。その成果とするところをを要約すれば、

① 汚泥処理システムを構成する各プロセス—嫌気性消化、消化ガス発電利用、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、焼却廃熱利用—のエネルギー収支モデルをプロセス性能、物質収支、熱収支を基本に作成した。また各プロセスの電力消費関数も定式化した。

+

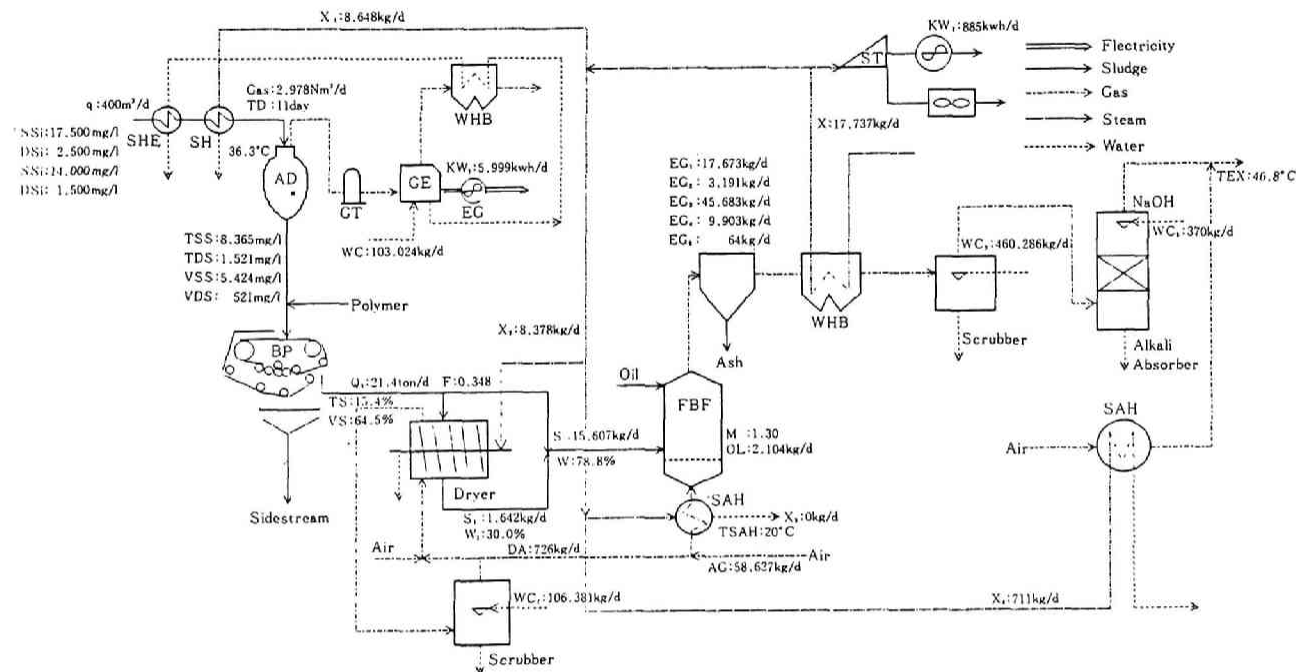


図 4. 7 No. 1 最適設計システムフロー(消化脱水, TS=2%)



図 4. 7 No. 2 最適設計システムフロー(直接脱水, IS = 2%)

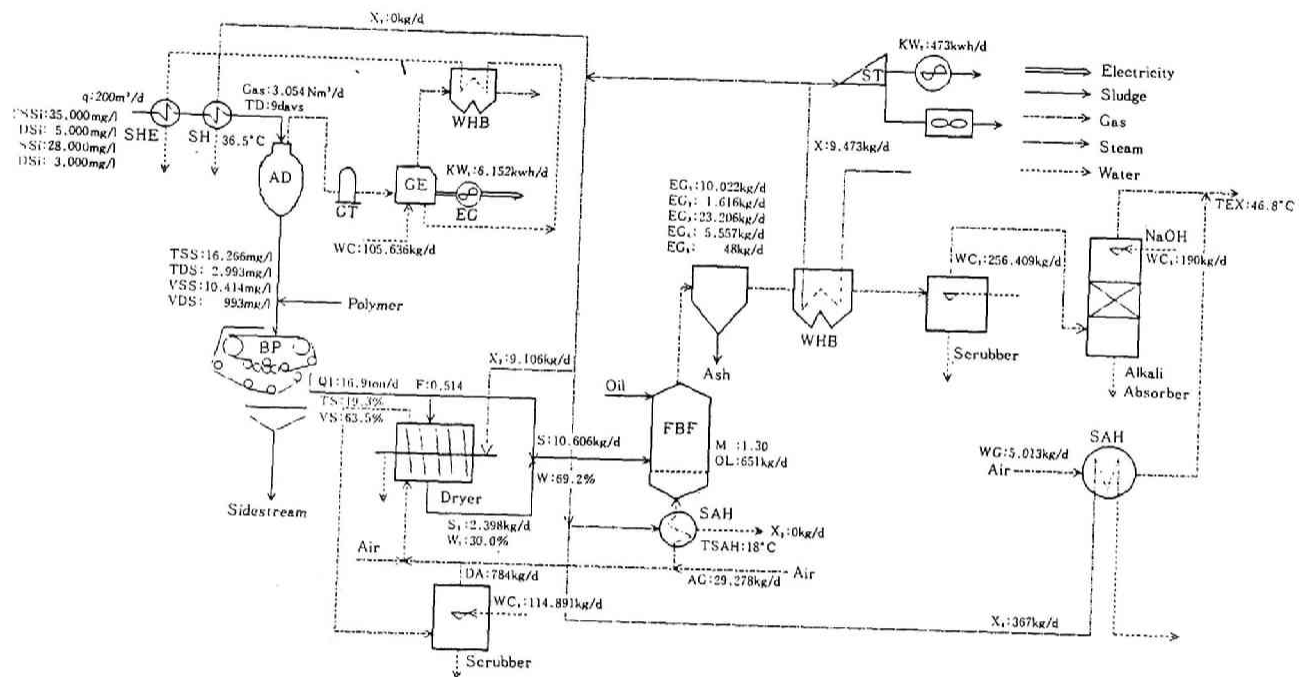


図 4. 7 No. 3 最適設計システムフロー(消化脱水, TS = 4%)



図 4. 7 No. 4 最適設計システムフロー(直接脱水, TS=4%)

+

② 汚泥処理システムのエネルギー収支モデルに対するエネルギー収支計算アルゴリズムを示した。これは嫌気性消化ーガス発電における熱収支、焼却プロセスの燃焼条件、さらに系全体の蒸気収支を考慮するアルゴリズムである。乾燥ー焼却システムの計算結果から省エネルギー化が図れることを示し、乾燥汚泥含水率、乾燥機汚泥投入量比に最適値の存在する可能性を示した。嫌気性消化、乾燥焼却のような汚泥処理システムに対してはエネルギーリサイクルを考慮したシステム設計が必要であることを示した。

③ 汚泥処理システムのエネルギー最適設計問題を定式化した上で、非線形計画手法の一つであるラグランジュ乗数法により最適解をもとめた。汚泥処理システムの大規模性から最適設計の必要性が、とくに消化プロセスを含む場合に生ずることがわかった。

④ 最適設計結果より嫌気性消化プロセスの有無によるエネルギー収支上の得失について検討を加えた。重油消費量からすれば直接脱水システムが有利であり、電力生産からすればガス発電により消化脱水システムが有利となる。そして汚泥濃度がエネルギー収支に大きく影響し、ある条件では重油消費量、電力生産量の間でトレードオフ関係となることがわかった。

本論文では汚泥処理システムの最適化を図るには個々の単位プロセス設計から今回示したバイオエネルギー生産系や乾燥ー焼却ー廃熱回収系といったサブシステムの設計、さらにはシステム全体の設計といった階層的設計手法が必要であるとの立場から、エネルギー最適化にアプローチしてきたが他の規範に基づいて最適設計を進めていく上でも同様の立場が取れるものと考えている。とくに最近では嫌気性消化反応の高効率化を図る試みが多くなされている。その一つとして嫌気性消化の前処理に熱処理を用い、汚泥の可溶化、低分子化を図り、後段の酸発酵、メタン発

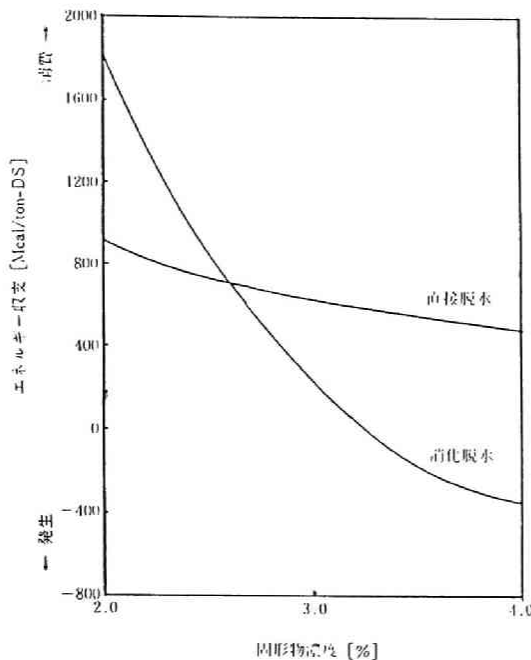


図 4.8 消化脱水システム (ADDC) と直接脱水システム (DC) のエネルギー収支と固形物濃度の関係

+

+

酵反応の効率化を図る熱変性メタン発酵システムがある^{31) 32) 33)}。このシステムでは可溶化への投入エネルギーと生産されるメタンガス保有エネルギーのバランスの他、汚泥処理系全体でみた場合の脱水性の評価、焼却する場合のトータルシステムのあり方などエネルギー収支、エネルギーコスト的な課題を多く含んでいる。これらの課題に対して本章で示したエネルギー最適化の考え方が適用し得るものと思われる。

第4章 参考文献

- 1) 平岡正勝、酒井伸一：下水汚泥の処理と利用，産業公害，Vol.19，No.6，pp.505-513 (1983)
- 2) 合田 健編：水質工学 応用編，丸善 (1976)
- 3) Tyteca, D. : Nonlinear programming model of wastewater treatment plant, ASCE, Vol.107, No.EE4, pp.747-766 (1981)
- 4) 建設省土木研究所：ガスエンジンシステムのシミュレーションモデルに関する報告書，ISSN 0386-5878，土研資料，第1934号 (1983)
- 5) 渋谷守弘：高濃度汚泥消化ガス発電システム，下水道協会誌，Vol.20，No.234，pp.90-101 (1983)
- 6) Baumann, P.G. : Digester methane utilization can be optimized, Water & Sewage Works, Vol.127, No.11, pp.44-45, 66-68 (1980)
- 7) Nelson, E.D., Baley, J.F. : The egg is shape of things to come, Water & Sewage Works, pp.30-32 (1979)
- 8) Bomhard, H. : Faulbehälter aus betou, BAUING-ENIEUR, Vol.54, pp.77-84 (1979)
- 9) 平岡正勝、吉野善彌：汚泥処理工学，講談社サイエンティフィク (1983)
- 10) Smith, R. : Preliminary design of wastewater treatment systems, ASCE, Vol.95, No.SA1, pp.117-145 (1969)
- 11) 平岡正勝、酒井伸一：汚泥の脱水，下水道協会誌，Vol.21，No.243，pp.48-58 (1984)
- 12) Dembitz, A.E. : Belt filter presses : a new solution to dewatering, Water & Wastes Engineering, Vol.15, No.2, pp.36-42, 70 (1978)
- 13) MaCarty, P.L. : Sludge concentration - needs, accomplishments and future goals, J. WPCF, Vol.38, pp.497-507 (1966)
- 14) 平岡正勝、武田信生：乾燥，汚泥研究年報，環境技術研究会 (1980)
- 15) 平岡正勝、武田信生：都市ごみと下水汚泥の総合処理方式 (第3報)，都市と廃棄物，Vol.10, No.1, pp.27-30 (1980)
- 16) 建設省都市局下水道部編：下水処理プロセスの管理指針，日本下水道協会 (1984)
- 17) 平岡正勝、清水治：汚泥処理処分問題のエネルギー的考察，汚泥研究年報，環境技術研究会 (1981)
- 18) 小松昭英、梅田富雄：プロセスシステム設計，工業調査会 (1973)
- 19) Middleton, A.C., Lawrence, A.W. : Least cost design of activated sludge systems, J. WPCF, Vol.48, No.5, pp.889-905 (1976)
- 20) 酒井伸一、平岡正勝、武田信生、松内孝夫：汚泥処理システムのエネルギー最適化に関する研究，土木学会論文集，No.381/II-7, pp.207-216 (1987)
- 21) 松内孝夫：汚泥処理システムの最適設計に関する研究，京都大学工学研究科修士論文 (1986)
- 22) 佐山隼敏、亀山嘉正、中山弘隆、樺木義一：非線形計画問題に対する乗数法，計測自動制御学会論文集，Vol.10, No.1, pp.28-35 (1974)
- 23) Nakayama, H., Sayama, H., Sawaragi, Y. : A generalized lagrangian function and multiplier method, J. of Optimization Theory and Applications, Vol.17, No.3/4, pp.213-227 (1975)
- 24) 志水清孝、相吉英太郎：数値計画法，昭晃堂 (1984)

+

+

- 25) 今野浩, 山下浩 : 非線形計画法, 日科技連 (1978)
- 26) Berthouex, P.M., Polkowski, L.B. : Optimum waste treatment plant design under uncertainty, J.WPCF, Vol.42, No.9, pp.1589-1613 (1970)
- 27) Bowden, K., Gale, R.S., Wright, D.E. : Evaluation of the CIRIA prototype model for the design of sewage-treatment works, J.WPC, Vol.75, No.2, pp.192-205 (1976)
- 28) Dick, R.L., Simmons, D.L., Hasit, Y. : Process integration in sludge management, Wat. Sci. Tech., Vol.14, pp.765-779 (1982)
- 29) 笠倉忠夫, 川瀬三雄 : 下水汚泥の脱水-焼却プロセス中における消化操作の評価, 環境技術, Vol.12, No.3, pp.141-145 (1983)
- 30) 武田信生, 酒井伸一 : 汚泥処理システムのモデル化とエネルギー収支, 建設省都市局下水道部, 下水処理場における省エネルギーとエネルギー生産に関する調査 (1983)
- 31) Hiraoka, M., Takeda, N., Sakai, S., Yasuda, A. : Highly efficient anaerobic digestion with thermal pretreatment, Wat. Sci. Tech., Vol.17, pp.529-539 (1984)
- 32) 平岡正勝, 武田信生, 酒井伸一, 北井克彦, 小林信博 : 熱変性メタン発酵システムのパイロットプラント研究, 下水道協会誌, Vol.23, No.264, pp.38-49 (1986)
- 33) 王 偉, 平岡正勝, 武田信生, 酒井伸一, 後藤 弘 : 熱変性メタン発酵システムにおける有機物三成分の挙動に関する考察, 汚泥研究年報 (1984 ~ 1985 年版) pp.255-257, 環境技術研究会 (1985)

+

+

第5章 資源回収型汚泥処理システムの設計

—下水汚泥の溶融処理システムに関する検討—

5.1 はじめに

エネルギー・資源利用と廃棄物リサイクルによる静脈系を結びつけることが今後の環境サイクルを考える上で重要であることはすでに序論で述べた。汚泥処理において下水汚泥の資源物質としてのリサイクルを考える場合、汚泥農地還元と土木建築材料利用の2つが重要となってくる。下水汚泥の土壌還元の現状は1981年度で約30万トンが大部分脱水ケーキの状態ですりつぶされ、表1.2に示したとおり発生固形物ベースでは約10%が農地還元されているものと推察される。下水汚泥の土壌還元利用に関する研究はコンポスト化などの製品化プロセス、農地施用効果を検討する側面とともに、汚泥中有害物質の蓄積、循環などに関する研究が多くなされてきている。また、汚泥肥料の使用に際して需要が季節的に集中することや流通機構と価格問題など経済的側面からのアプローチも必要であろう。この汚泥農地還元は汚泥処理にとどまらず、水処理システムのあり方、農業政策を始め産業構造全体との係わりをもつ問題であり、今後一層の議論が必要であろう。

本章では農地還元システムに対してもう1つの資源回収型汚泥処理システムである汚泥の土木建築材料利用システムを取り上げる。この土木建築材料利用は我が国では下水道事業が建設行政を中心に行われることから、最終処分地に制約がある場合の資源利用方策として有望な代替案となる。下水汚泥の建築土木材料としての利用を京才は焼却灰、人工軽量骨材、溶融スラグに分類して紹介している¹⁾。焼却灰の利用としては石灰系注系の焼却灰は路盤材、土質改良材として利用可能であるが、最近普及のいちじるしい高分子系注系焼却灰の利用可能性は小さいとしている。脱水助剤として用いた生石灰が多量に含まれていることにより土質改良材としての効果は期待できようが、より高度なコンクリート用骨材、道路用材料として利用するには焼却灰の何らかの改質が必要であろう。その開発の一つとして行われたのが東京都が実施した下水汚泥の人工軽量骨材である²⁾。これは汚泥焼却灰とバインダーであるアルコール廃液を混合造粒のうえ、1000～1100℃にて焼成し、半溶融状態の骨材を得るものである。これにほぼ似た考え方でAllemanらは従来のれんが原料—粘土とけつ岩—に汚泥添加し、高温焼成してれんがを生産を行っている³⁾。これをバイオブロック (biobrick) と称して公園内施設などが建設されている模様である。さて本章で扱う溶融スラグは汚泥中の無機物の融点以上である1200～1500℃の高温状態で溶融流動化させ、これを冷却固化させる方法である。平岡は現在までに開発された溶融方式をまとめ、代表的な溶融方式として(1)アーク放電方式、(2)コークスベッド方式、(3)表面溶融方式、(4)旋回流炉方式を挙げている⁴⁾。(1)アーク放電方式はスクラップと電極棒の先端で低電圧高電流のアークを発生させ、ベースメタルを溶融状態に保ちながら乾燥汚泥を投入し、高温還元性雰囲気下で溶融スラグ化させる方式で実プラントが稼働している⁵⁾。(2)のコークスベッド方式は地金溶解用の円筒型炉 (キューボラ) を応用した炉構造で、炉内に形成されたコークスベッド高温層で溶融スラグ化させる方式で⁷⁾、本章で実プラント実験として取り扱ったものである。(3)表面溶融方式は内筒、外筒を有する型回転炉で炉床、外筒の回転に伴って汚泥が主燃焼室に供給され、炉底部のスラグポートから連続的に排出されるものである⁸⁾。(4)旋回流

炉方式は乾燥微粉砕汚泥を傾斜円筒状の炉内へ接線方向に旋回噴入し、急速な燃焼溶融後、スラグが炉内壁を流れ炉外へ排出される方式で、高分子薬注汚泥では定常状態で自然操作も報告されている⁹⁾。これら4方式のほか、岡久が溶融処理技術の変遷で取上げているとおり¹⁰⁾、建設省の建設技術評価として取上げられたマイクロ波溶融方式がある。これは焼却灰を誘電体としてマイクロ波を照射すると、焼却灰は電氣的振動をおこし自己発熱して溶融するものである。

一方、溶融副生スラグの土木建築材料への利用に関しては、同様の視点から鉄鋼スラグ^{11) 12)}、石炭灰の再資源化利用^{13) 14) 15)}について研究が進められている。鉄鋼スラグには鉄鋼製造の際に副生する高炉スラグと鉄鉄の製鋼工程で副生する製鋼スラグ（大部分が転炉スラグ）があるが、スラグ発生量は1982年度で高炉スラグ約2300万ton/y、転炉スラグ約1000万ton/yであり、有効利用率の一つの指標である販売率は高炉スラグ約90%、転炉スラグ約30%となっている。使用用途は道路用路盤材のほかセメント用スラグ、コンクリート用骨材など多様であり、とくに高炉スラグの利用に関してはそれぞれの用途に対してJIS制定、公的機関の設計施行指針制定がなされている。また我が国の石炭灰の発生量は約200万ton/yで資源化利用率は20～30%である。利用用途としてセメント原料、人工骨材、断熱建材などのほか、道路用材としての利用も盛んに研究されている。これら鉄鋼スラグ、石炭灰の土木建築材料利用へのアプローチと同様、下水汚泥溶融スラグに対してもスラグ化プロセスの開発・改良、土木材料としての特性把握のほか、スラグ化の経済性評価等が緊急の課題として挙げられよう。

本章では資源回収型汚泥処理システムとして下水汚泥の溶融処理システムについて検討する。まず、汚泥の溶融スラグ化システムとして実証プラントを設けて、その開発研究を行った。この実証プラント研究は大阪府が1981年度より「代替エネルギーによる溶融プロセスとスラグ利用に関する研究調査」として行った研究に筆者が参加する機会を得て、データの取りまとめの多くを行ったものである。その内容として、キューボラ型炉におけるコークスの燃焼エネルギーを用いた下水汚泥の溶融に関する実験結果、ならびに実証実験結果をベースとした実プラント化にむけたシステムの概念設計と経済性評価に関して検討する。この概念設計では第2章で述べたプロセスシミュレーション法を用い、焼却、溶融プロセスの熱収支に加えて、汚泥処理系全体のスチーム収支を勘案するアルゴリズムにより設計を進める。また本実験で副生したスラグの有効利用に関して大阪府土木事務所が行った実験結果についてもレビューすることとする。

5.2 下水汚泥溶融システムのパイロットプラント研究^{16) 19)}

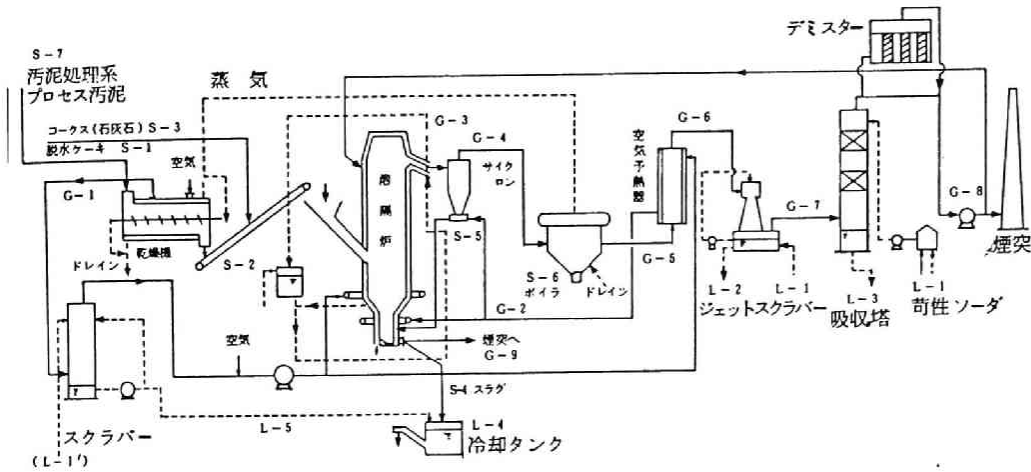
(1) パイロットプラントフローおよび実験方法

下水汚泥溶融システムによる汚泥の溶融スラグ化とその再利用化は実証段階の技術であることはすでに述べた。そこで36t/dの処理能力（脱水ケーキベース）をもつパイロットプラントを用いて、コークスをエネルギー源とした溶融システムと溶融副生スラグの土木建築材料利用に関する検討を行った。パイロットプラントのシステムフロー、システム構成機器の仕様、分析測定地点を図5.1に示した。システムは大きく分けて、汚泥乾燥プロセス、溶融プロセス、スラグ製造プロセス、廃熱回収プロセス、排ガス処理プロセスより構成される。乾燥プロセスでは含水率80%前後の脱水ケーキをモノポンプにより乾燥機に投入し含水率40～55%まで乾燥させる。この乾燥機の熱源は原則として溶融炉排ガス顕熱の回収により得られるスチームを用いる。乾燥ケーキはコンベアにより溶融炉へ移送され、その途中でコークス、調整剤が添加される。一方、乾燥機からの排ガスはスクラバーで除湿した後、コークス、汚泥の燃焼用空気として溶融炉へ投入される。

コークスと乾燥ケーキはコークスベッド上部へ投入され、コークスおよび汚泥の燃焼用空気は羽口を通じて、一次空気、二次空気として分散投入される。このうち、コークス燃焼用の一次空気は炉排ガスと熱交換することにより予熱して投入される。コークスベッドによる熔融部分は鑄物製造に使用されるキューポラを応用したものである。キューポラとは銑鉄などの地金をコークスとともに炉内に入れ、空気を送って地金を溶解させる円筒型の竪型炉で、下部に空気送入用の羽口と溶湯の取り出し口がある構造的に極めて簡単なものである。炉の上部より投入された汚泥はコークスベッドを通過する高温の燃焼ガスによって水分が蒸発すると同時に、可燃分のガス化が起こる。この還元性ガスは二次空気により完全燃焼されるが、この際のNO_x生成には十分注意を要する。加熱、熔融帯のコークスベッドは火格子の役目をなし、熔融に必要な1600℃以上の安定した高温状態が得られる。汚泥中の灰分は下方に移動、コークスベッドの高温部分で熔融しコークスの粒子間を流下して熔融スラグの溶出口に達する。熔融炉の上部空間は還元性ガスの二次燃焼ゾーンであるとともに、ダストの飛散を防止するための空間部でもある。二次燃焼によりこの部分の温度がダストの軟化点近くになる場合は排ガス循環、水冷により冷却される。汚泥中の灰分は熔融状態で熔融炉の下部から流出するが、このスラグの冷却方法には水冷による急冷方式と空冷による徐冷方式がある。急冷方式では水流中へ熔融スラグを流下させることにより瞬時に冷却破砕され、1～2mmの砂状の固形物として回収することができる。一方、徐冷方式では適当な容器に熔融スラグを受け、空气中で放冷させる。結晶化の程度は冷却速度に依存するが空冷によりガラス質が結晶化した固体としてスラグを回収できる。今回はこの急冷、徐冷両方式の実験を実施し、スラグの利用試験を行う。なお汚泥灰分の溶流点が高い場合やスラグ粘性が適当でない場合には調整剤として熔融炉に石灰や碎石を投入する。この調整剤投入に対する指標は汚泥灰分の塩基度（CaO/SiO₂比で定義）を用いた。熔融炉をでた排ガスはサイクロンでダストを除去した後、その顕熱が廃熱ボイラで蒸気として回収され、熔融プロセス前段の乾燥機の熱源として利用される。また廃熱ボイラをでた排ガスの顕熱はさらに熱交換器により熱回収され燃焼用空気が予熱される。今回の排ガス処理系はスクラバー、アルカリ洗浄塔、デミスターを常時設備とし、電気集塵機を性能試験時のみ設置した。

各主要機器の仕様は図5.1に併記したとおりであるが、本プラントの処理能力は含水率80%脱水ケーキベースで36t/dである。今回の実証実験では大阪府下をはじめとする5つの下水処理場より発生する脱水ケーキを実験対象として、冬期、夏期に分けて実験を行った。この理由は汚泥の熔融特性に与える灰分組成の影響は大きく、とくに石灰薬注脱水ケーキと高分子薬注脱水ケーキの間の熔融スラグの粘性等は大きく異なること、下水汚泥有機分率をはじめとする汚泥性状の変動もかなり大きく、消費エネルギーなどに影響すると予想されることなどである。今回実験に用いた脱水ケーキの発生する5処理場の概要を述べる。A処理場は合流式流域下水処理場で処理水量約5万m³/d（以下処理水量は1980年当時）、汚泥処理方式は初沈汚泥と余剰活性汚泥の混合濃縮汚泥を石灰・塩鉄薬注後、真空脱水するものである。B処理場は同じく処理水量約2万m³/dの合流式流域下水処理場で、混合濃縮汚泥を高分子薬注後、遠心脱水する汚泥処理方式である。C処理場は処理水量約22万m³/dの分流式（一部合流）流域下水処理場で、混合濃縮汚泥を嫌気性消化後、洗浄、石灰・塩鉄薬注し、真空脱水を行っている。D処理場は処理水量約14万m³/dの合流式流域処理場で混合濃縮汚泥の好気性熱処理後、加圧脱水する汚泥処理方式である。E処理場は分流式の公共下水処理場（処理水量約11万m³/d）で、混合濃縮汚泥を嫌気性消化後、高分子薬注－遠心脱水する方式と石灰・塩鉄薬注－真空脱水する方式の2方式で汚泥を処理している。今回は混合消化後、高分子薬注脱水した脱水ケーキを実験に用いた。これ

+



乾燥機	型式	間接加熱型ディスクドライヤー
	寸法	1,744×5,524×1,570 mm
	伝熱面積	92㎡
	熱源	9 kg/cm ² -G 飽和蒸気
溶融炉	材質	接配部, ディスク SUS 316 L, 他 SS 41
	型式	OG 式 シャフト炉
	溶解部	水冷壁ライニングレス炉 900 φ テーパー炉 + 1100 φ 直立炉
	上部から 付風装置	内径 1,700 φ 炉床測定装置, 原料分散ダンパー, 原料装入シュート, 水冷式オフティク管, 輻射式空気予熱器
廃熱ボイラ	型式	自然循環式 2 胴型水管ボイラ
	伝熱面積	65㎡
	標準蒸気量	1.5 T/hr
	圧力	9 kg/cm ² -G
空気予熱器	型式	対流型立型熱交換器
	伝熱面積	43.2 ㎡
排ガス処理装置	サイクロン式集じん機	内径 1,600 φ 外径 1,900 φ
	ジェットスクラバー	入口口径 600 A
	ソーダスクラバー	自立型充填塔 1,400 φ×8,500 H 充填高さ 3,000 mm
	フィルター集じん機	戸過表面積 54 ㎡ 排水量 10 T/hr
スラグ製造装置	水冷方式, 徐冷方式 各一式	

+

ガス測定位置		固体類採取位置		排水採取位置	
G-1	乾燥機排ガス	S-1	脱水ケーキ	L-1	処理原水
G-2	炉投入ガス	S-2	乾燥ケーキ	L-2	ジェットスクラバー排水
G-3	炉出口排ガス	S-3	コークス	L-3	吸収塔排水
G-4	サイクロン出口排ガス	S-4	スラグ	L-4	スラグ冷却排水
G-5	ボイラ出口排ガス	S-5	サイクロンダスト	L-5	乾燥スクラバー排水
G-6	空気予熱器出口排ガス	S-6	ボイラダスト		
G-7	スクラバー出口排ガス	S-7	汚泥処理系各種汚泥		
G-8	吸収塔出口排ガス				
G-9	炉底出口排ガス				

図 5.1 溶融システムパイロットプラントフローおよび機器仕様

+

ら各汚泥ごとの単味運転では、コークスにより溶融炉の運転を開始した後、廃熱ボイラ、乾燥機を立上げ、定常運転に入って数日後に各種測定、データの収集を行った。この時の測定位置は図 5.1 に併記したとおりであり、各試料の分析項目、分析方法を表 5.1 に示した。これらの実験は各脱水ケーキを対象とした短期連続実験で各実験の稼働時間は 30 ～ 80 時間である。これに対してスラグの道路用材としての適用実験のためのスラグ生産も兼ねて、溶融プラントの連続運転性を実証するための連続運転実験を実施した。これは A, B 処理場の脱水ケーキを混合して供試し、約 1 ヶ月、700 時間を目標として冬期、夏期の 2 回行った。またこれら実験条件の設定は各単位プロセスの負荷量、燃焼条件などは意図的には変化させず、プロセスの標準的な能力を発揮し得る条件下で実験を進めた。

(2) 実証実験結果とシステム排出物性状

実験に使用した 5 種類の脱水ケーキ性状の分析結果を表 5.2 に示す。表中の発熱量の換算は汚泥の乾燥固形物のボンブ熱量分析値、すなわち固形物ベースの高位発熱量を H_{hds} とすれば、有機物ベースの高位発熱量 H_{hms} 、脱水ケーキ、乾燥ケーキ等の湿潤ベースの低位発熱量 H_{hws} は次式で示される。

$$H_{hms} = H_{hds} / VS \quad (5.1)$$

$$H_{hws} = (1-W)H_{hds} - 600(W+9h) \quad (5.2)$$

ただし、VS : 固形物ベースの有機物比 [-]

W, h : 湿潤ベースの含水比、および水素含有比[-]

汚泥脱水ケーキ性状の相異として特徴ある点は、①処理場間では B 処理場の高分子薬注ケーキの有機分、発熱量が高く、D 処理場の固形物ベースのそれは低い。②高分子薬注ケーキと石灰薬注ケーキを比較すれば、全般的に高分子薬注ケーキの方が高燃料的価値を示す。③汚泥性状に対する季節変動は C 処理場消化ケーキを除いて明確であり、冬期の方が高有機物比、高発熱量を示す。

つぎに汚泥の灰分組成についてであるが、脱水前処理方法により大きく異なることが分かる。すなわち、石灰薬注を行っている A, C 処理場の CaO 成分の割合は高く、他の高分子薬注、無薬注などの脱水ケーキ灰分では SiO_2 が主成分となることが分かる。灰分組成の他の主成分としては FeO, P_2O_5 , Al_2O_3 などである。この汚泥灰分組成は汚泥の溶融特性、スラグ流動特性と密接に関係があり、その調整剤として石灰石などを溶融炉に投入する必要がでてくる。まず灰分組成と溶融温度特性との関係については、石灰灰について Huggins らは Al_2O_3 - SiO_2 系の成分比と軟化点、融点などの関係を調べ²⁰⁾、西野らは都市ごみ焼却灰の溶融特性について調べ、一般的には溶融開始温度が 1100 ～ 1200℃ であるが、FeO などの高融点物質が含まれる場合は融点が増大するとしている²¹⁾。今回用いた下水汚泥脱水ケーキ灰分の SiO_2 、および塩基度 (CaO/SiO_2 比で定義) と溶融特性との関係を図 5.2 に示す。灰分中の SiO_2 の増加と共に融点は低下し、30% 程度までその傾向が続く。塩基度に対してみれば塩基度 2.0 以上では塩基度の上昇と共に融点は上昇し、0.5 以下の酸性域では塩基度の上昇と共に融点が減少する傾向はわずかにみられるものの、融点は比較的低い。CaO を多く含む塩基性スラグは温度の低下とともに速く凝固、結晶化し、高温域での処理が必要であり、 SiO_2 の多い酸性スラグは温度的には比較的处理が容易であることがわかる。しかし一方、 SiO_2 を含むスラグでは SiO_2 の含有比が高いほど、粘性が増大することが報告されている²²⁾²³⁾。いずれも石灰灰スラグの粘性が SiO_2 含有量に影響されることを回転粘度計を用いて確認している。そこで今回の実証実験においては灰分塩基度の低い汚泥はスラグ強度、粘性改善を考えて、表 5.3 に組成を示した石灰石を添加し、塩基度を上げるものとし

+

表 5.1 分析項目および分析方法

(a) 排ガス関係

分析項目	適用規格あるいは分析方法	分析項目	適用規格あるいは分析方法
排ガス流量	JIS Z 8808 ビーター管法	硫化水素	環境庁告示第9号ガスクロマトグラフ法
ばいじん	JIS Z 8808 円筒ろ紙法	メチルメルカプタン	" "
O ₂ 、CO、CO ₂	ガスクロマトグラフ法 TCD	硫化メチル	" "
N ₂ 、H ₂ 、C _m H _n	" "	二硫化メチル	" "
SO _x	JIS K 0103 比濁法	スチレン	" "
HCl	JIS K 0107 チオシアン酸第2水銀法	アセトアルデヒド	" "
NO _x	JIS K 0104 PDS法	トリメチルアミン	" "
NH ₃	JIS K 0099 インドフェノール法	臭気濃度	東京都告示第 238 号 三点比較式臭袋法
HCN	JIS K 0109 ビリジンピラゾロン法		

(b) 固体試料関係

分析項目	適用規格あるいは分析方法	分析項目	適用規格あるいは分析方法
含水率	105℃ 乾燥減量	溶融温度特性	JIS K 2151 成型加熱法
Ig-Loss	800℃ 1時間 強熱減量	灰分組成	けい光X線法
C、H、N	燃焼容量法 (CHNアナライザー使用)	粒度分布	篩分け法
T-S	JIS M 8813 準用 エシヨカ法	重金属類	HNO ₃ 、H ₂ O ₂ 分解後 原子吸光光度法 あるいは 誘導プラズマ発光法
T-Cl	アルカリ融解後チオシアン酸第2水銀法		
発熱量	JIS M 8814 準用 ボンプ熱量法	溶出試験	環境庁告示第13号
比重	JIS Z 8807 比重ビン法		

(c) 排水関係

分析項目	適用規格あるいは分析方法	分析項目	適用規格あるいは分析方法
pH	JIS K 0102 ガラス電極法	Cl ⁻	イオン交換クロマトグラフ法
COD	" 過マンガン酸カリウム法	重金属類	JIS K 0102による
SS	" ガラスろ過法		As ジエチルジチオカルバミン酸銀法
CN ⁻	" ビリジンピラゾロン法		T-Cr, Cr ^{VI} 吸光光度法
NH ₄ ⁺	電量滴定法	他	原子吸光光度法 あるいは
SO ₄ ²⁻	イオン交換クロマトグラフ法		誘導プラズマ発光法

+

表 5.2 溶融システム実証実験 脱水ケーキ性状

		(a) 冬 期												(b) 夏 期												(c) 溶融炉ボイラ化後											
汚 泥 種 類		RLN 301 混合生一 石炭ケ一キ C処理場	RLN 302 混合生一 石炭ケ一キ A処理場	RLN 303 混合生一 高分子ケ一キ B処理場	RLN 304 混合生一 熱処理ケ一キ D処理場	RLN 401 混合生一 高分子ケ一キ B処理場	RLN 901 混合生一 高分子ケ一キ B処理場	RLN 902 混合生一 石炭ケ一キ A処理場	RLN 903 混合生一 石炭ケ一キ C処理場	RLN 1001 混合生一 熱処理ケ一キ D処理場	RLN 1101 混合生一 石炭ケ一キ E処理場	RLN 2010 混合生一 石炭ケ一キ A処理場	RLN 2011 混合生一 高分子ケ一キ B処理場																								
採 取 時 刻		10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00	10:00	14:00												
脱水ケ一キ含水率		%	78.9	79.3	82.4	82.5	79.1	78.9	80.5	59.3	63.2	81.6	79.6	81.7	81.0	79.0	78.3	79.1	78.8	45.7	45.6	86.6	86.8	80.1	80.1	81.1	79.8										
乾燥ケ一キ含水率		%	53.1	56.9	51.1	54.3	43.7	45.2	49.0	46.2	45.1	53.9	47.7	41.9	31.5	48.9	45.2	57.9	53.1	-	-	36.4	42.2	50.9	53.5	44.0	45.7										
比 重	脱水ケ一キかさ比重	-	0.95	0.97	0.98	0.99	0.72	0.71	0.75	0.95	0.98	0.70	0.86	0.96	0.88	1.10	1.08	0.79	0.79	0.76	0.70	0.83	0.79	-	-	-	-										
	乾燥ケ一キかさ比重	-	0.76	0.78	0.79	0.80	0.58	0.59	0.60	0.77	0.79	0.65	0.61	0.69	0.77	0.87	0.58	0.56	0.57	-	-	0.62	0.64	-	-	-	-										
	乾燥汚泥かさ比重	-	1.37	1.40	1.42	1.44	1.04	1.03	1.08	1.38	1.42	1.16	1.11	1.12	1.15	1.43	1.43	1.35	1.36	1.38	1.44	1.21	1.17	-	-	-	-										
不記固形分g-Loss		%・DS	52.9	56.1	55.4	56.7	82.3	81.9	84.2	46.0	46.7	82.6	83.0	73.7	73.3	47.3	46.9	56.0	54.1	32.4	34.2	71.2	69.6	54.8	56.5	77.4	76.3										
灰分比		%・DS	47.1	43.9	44.6	43.3	17.7	18.1	15.8	54.0	53.3	17.4	17.0	26.3	26.7	52.7	53.1	44.0	45.9	67.6	65.8	28.8	30.4	45.2	43.5	22.6	23.7										
元 素 組 成	H	%・DS	4.12	4.58	4.63	4.79	6.20	5.63	6.17	3.66	3.90	6.26	6.36	5.18	5.12	4.07	4.26	5.03	5.11	3.41	3.61	5.33	5.48	3.70	4.01	5.73	5.78										
	C	%・DS	27.3	29.8	28.4	28.3	40.9	37.3	41.3	21.3	23.8	40.7	43.1	37.2	37.0	23.8	24.4	28.7	29.1	19.5	20.9	37.8	37.0	25.5	24.8	39.6	39.4										
	N	%・DS	3.33	3.55	4.04	4.15	3.81	3.93	5.24	2.46	2.62	4.62	4.70	2.76	2.86	2.32	2.79	3.34	3.40	1.63	1.16	6.15	6.53	3.56	3.46	3.78	4.16										
	S	%・DS	1.49	1.54	1.17	1.03	0.74	0.74	0.71	0.93	1.00	0.50	0.45	1.08	1.01	0.96	0.90	1.31	1.21	0.66	0.66	-	1.32	0.72	0.80	0.79	0.73										
	Cl	%・DS	0.84	1.00	1.19	0.78	0.09	0.08	0.08	0.07	0.07	0.02	0.01	0.24	0.11	0.70	0.81	0.83	0.85	0.05	0.04	-	1.05	1.28	1.32	0.12	0.31										
	O	%・DS	16.6	16.6	17.2	18.4	30.7	34.3	30.8	17.8	15.4	30.5	28.4	27.5	27.3	16.2	14.6	17.6	15.3	7.19	7.87	-	19.3	21.3	23.4	27.5	26.2										
空 熱 量	高位発熱量DSベース	kcal/kg・DS	2,600	2,710	2,760	2,770	4,450	4,350	4,420	2,830	2,840	4,420	4,490	4,100	4,040	2,060	2,090	2,750	2,670	1,840	1,890	4,080	4,100	2,750	2,600	4,250	4,170										
	低位発熱量DSベース	kcal/kg・DS	1,910	1,880	1,980	1,890	5,410	5,310	5,250	6,150	6,080	5,350	5,410	5,560	5,510	4,360	4,460	4,910	4,940	5,680	5,530	5,730	5,890	5,020	4,600	5,490	5,470										
	低位発熱量脱水ケ一キベース	kcal/kg・WS	30	10	-50	-50	390	380	310	720	590	260	370	200	220	90	70	40	30	620	710	10	-20	30	-10	260	300										
	乾燥ケ一キベース	kcal/kg・WS	800	730	930	830	2,050	1,950	1,790	1,140	1,170	1,260	1,540	1,930	2,340	650	750	700	800	-	-	2,190	1,950	950	790	1,940	1,860										
灰 分 組 成 (灰分ベース)	FeO	%	12.6	14.8	13.2	13.9	16.6	16.6	18.7	25.1	24.5	20.1	18.9	20.7	19.4	14.4	14.5	13.9	13.6	23.5	21.4	11.0	10.6	16.2	15.2	18.8	18.6										
	CaO	%	39.3	36.4	38.7	38.9	8.4	8.1	8.3	3.7	3.8	9.7	9.0	6.76	6.74	37.9	38.1	37.7	36.9	3.53	3.64	11.1	11.0	33.5	32.7	7.8	9.7										
	P ₂ O ₅	%	6.7	6.7	6.8	7.0	11.9	11.8	14.4	7.6	7.1	14.7	13.8	10.2	9.98	4.34	4.40	6.58	6.23	5.59	5.78	17.6	17.6	5.0	4.7	11.2	9.9										
	SiO ₂	%	11.5	12.3	14.2	14.0	29.0	29.0	25.2	31.6	30.6	25.4	27.3	33.8	35.0	20.2	20.0	15.0	15.1	34.4	35.3	27.0	26.3	17.5	16.3	23.1	28.3										
	MnO	%	0.6	0.6	0.7	0.7	1.1	1.1	1.1	2.5	2.4	1.1	1.1	2.26	1.74	1.30	1.34	0.60	0.58	2.15	2.26	0.69	0.67	1.2	1.2	3.2	2.7										
	K ₂ O	%	0.4	0.4	0.6	0.6	2.2	2.1	2.1	1.5	1.5	2.1	2.1	1.75	1.89	0.75	0.78	0.44	0.39	1.50	1.49	1.44	1.42	0.8	0.7	2.0	2.4										
	Al ₂ O ₃	%	5.0	5.2	5.7	6.0	12.3	12.3	11.1	17.4	16.2	11.6	12.1	12.9	14.6	8.62	8.82	7.07	6.85	18.2	18.5	12.4	12.2	11.2	11.0	17.8	13.6										
	MgO	%	2.4	2.7	2.8	2.8	4.6	4.6	4.5	2.7	2.6	4.1	4.3	3.49	3.93	2.09	2.09	2.58	2.49	2.57	2.57	6.77	6.54	2.4	2.1	4.0	3.8										
	TiO ₂	%	0.2	0.3	0.4	0.4	0.9	1.0	0.9	1.4	1.4	0.9	1.0	1.09	1.18	0.53	0.47	0.35	0.36	1.16	1.53	0.98	0.93	0.2	0.2	0.5	0.5										
	その他	%	21.3	20.6	16.9	15.7	13.0	13.4	13.7	6.5	9.9	10.3	10.4	7.13	5.59	9.88	9.48	15.8	17.6	7.05	4.47	11.1	12.7	12.0	15.9	11.6	10.5										
塩炭度	CaO/SiO ₂	-	3.42	2.96	2.73	2.78	0.29	0.28	0.33	0.12	0.12	0.38	0.33	0.20	0.19	1.88	1.91	2.51	2.44	0.10	0.10	0.41	0.42	1.91	2.01	0.34	0.34										
軟 融 性	化 点	℃	1,250	1,250	1,190	1,180	1,090	1,070	1,080	1,130	1,140	1,140	1,140	1,080	1,080	1,190	1,200	1,250	1,250	1,160	1,160	1,080	1,080	-	1,180	-	1,160										
	点	℃	1,410	1,410	1,390	1,400	1,230	1,240	1,250	1,260	1,250	1,240	1,240	1,240	1,230	1,280	1,280	1,350	1,330	1,280	1,290	1,170	1,170	-	1,270	-	1,210										
	流 点	℃	1,430	1,420	1,400	1,410	1,280	1,280	1,280	1,300	1,300	1,270	1,250	1,280	1,270	1,340	1,360	1,380	1,370	1,310	1,320	1,240	1,250	-	1,330	-	1,250										

+

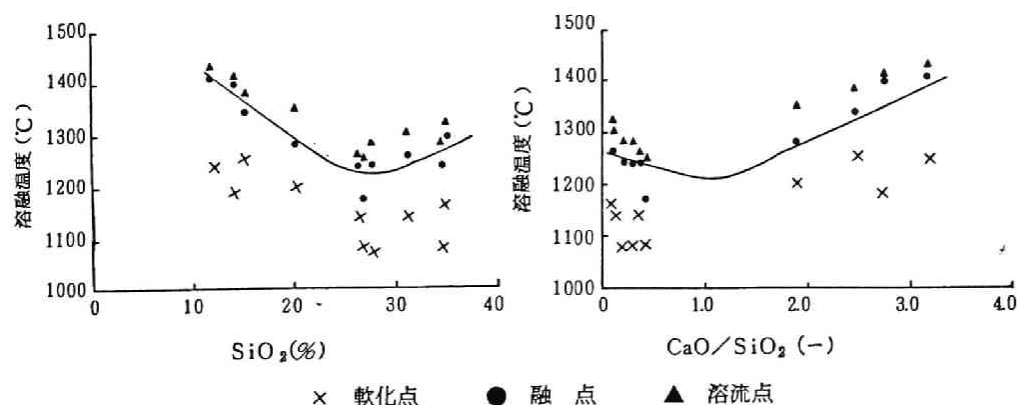


図 5. 2 下水汚泥ケーキ成分の溶融特性と塩基度の関係

表 5. 3 コークスおよび増滓剤(石灰石、碎石)の性状

	かさ比重 —	真比重 —	灰 分 組 成										塩基度 CaO/SiO ₂
			FeO	CaO	P ₂ O ₅	SiO ₂	MnO ₂	K ₂ O	Al ₂ O ₃	MgO	TiO ₂	その他	
石灰石	1.40	2.18	0.09	72.66	0.08	1.36	0.43	—	—	0.68	0.01	24.69	53.6
砕 石	1.34	2.18	5.37	2.97	0.13	65.38	0.56	2.46	18.54	1.47	0.71	2.42	0.05
コークス	1.00	1.91	10.2	4.7	0.6	40.5	0.5	1.1	29.8	3.3	2.2	7.1	0.12

	含水率	固形分 lg-Loss	固形分 灰分比	元素組成 固形物ベース%							溶解特性(°C)		
				H	C	N	S	Cl	O		軟化点	融点	溶流点
コークス	2.27	93.7	6.3	0.36	89.2	1.50	0.62	0.02	2.02		1.240	1.450	1.450

表 5. 4 No1 溶融システム実証実験の運転条件

RUN No	汚泥種類	実験日	プラント 稼働時間 (Hr)	汚泥 処理量 (トン)	脱水ケーキ 供給量 (kg/Hr)	含水率 (%)	スラグ 冷却 方法	乾 プロセス の有無	WHB ¹⁾ ドレン回 収の有無	PB ²⁾ 運転の有無	NOx 抑制対策 の有無	溶融炉 ボイラの 有無
301	C処理場 混合消化-石灰	1982 3. 2 ~ 3. 6	71	143	1,500 ~ 2,000	78~80	急 冷	有	無	有	無	無
302	A処理場 混合生-石灰	3. 9 ~ 3. 10	35	47	1,350 ~ 1,500	82~83	"	"	"	"	"	"
303	B処理場 混合生-高分子	3. 10 ~ 3. 11	31	52	1,850 ~ 2,000	78~81	"	"	"	"	"	"
304	D処理場 混合生-熱処理	3. 16 ~ 3. 19	84	78	860 ~ 1,200	58~64	"	"	"	"	"	"
401	B処理場 混合生-高分子	4. 22	21	32	1,500	79~82	"	"	有	無	有	"
601	B処理場 混合生-高分子	6. 8 ~ 6. 9	25	41	1,950	81	"	"	"	"	"	"
901	B処理場 混合生-高分子	9. 1 ~ 9. 3	38	62	1,650 ~ 1,750	79~81	徐 冷 (一時急冷)	"	"	"	"	"
902	A処理場 混合生-石灰	9. 8 ~ 9. 9	26	46	1,750 ~ 1,800	78~80	"	"	"	"	"	"
903	C処理場 混合消化-石灰	9. 28 ~ 10. 2	95	150	1,600 ~ 1,700	79~80	"	"	"	"	"	"
1001	D処理場 混合生-熱処理	10. 12 ~ 11. 8	125	95	750 ~ 850	47~52	"	無	"	"	"	"
1101	E処理場 混合消化-高分子	11. 8 ~ 11. 11	81	125	1,600	87	"	有	"	"	"	"
2010	A処理場 混合生-石灰	1983 10. 25 ~ 10. 26	30	58	1,750 ~ 2,000	79~81	"	"	"	"	"	有
2011	B処理場 混合生-高分子	10. 31 ~ 11. 1	24	46	1,950 ~ 2,000	78~81	"	"	"	"	"	"

注) 1) 廃熱ボイラ 2) パッケージボイラ

+

表 5.4 No.2. 熔融システム実証実験 排ガス分析結果

(a) 冬 期

項 目	測定地点 RUN No	G-4 (サイクロン出口)					G-6 (スクラバー入口)					G-8 (スクラバー出口)				
		RUN 301 C処理場 消化-石灰	RUN 302 A処理場 生-石灰	RUN 303 B処理場 生-高分子	RUN 304 D処理場 生-熱処理	RUN 401 B処理場 生-高分子	RUN 301 C処理場 消化-石灰	RUN 302 A処理場 生-石灰	RUN 303 B処理場 生-高分子	RUN 304 D処理場 生-熱処理	RUN 401 B処理場 生-高分子	RUN 301 C処理場 消化-石灰	RUN 302 A処理場 生-石灰	RUN 303 B処理場 生-高分子	RUN 304 D処理場 生-熱処理	RUN 401 A処理場 生-高分子
排ガス温度 °C		932	724	868	848	886	421	389	365	306	369	19	18	19	16	19
平均水分量 V/V%		12.9	7.9	11.7	9.3	19.0	13.7	7.8	9.9	6.6	17.0	2.3	2.1	2.2	1.8	2.1
平均流速 m/sec		26.5	16.7	22.7	13.9	23.5	37.4	25.6	32.6	19.6	31.6	15.8	12.2	16.5	10.3	10.8
湿りガス流量 Nm ³ /hr		7,100	5,400	6,400	4,000	6,500	6,500	4,700	6,200	4,100	5,900	6,400	5,100	6,700	4,150	4,400
乾きガス流量 Nm ³ /hr		6,200	4,900	5,700	3,600	5,300	5,600	4,300	5,600	3,900	4,900	6,300	4,900	6,600	4,080	4,300
排ガス組成 V/V%	CO ₂	16.1	15.0	15.1	15.7	15.6	14.2	15.0	15.2	15.0	14.6	15.5	15.1	14.5	14.6	14.6
	O ₂	0.01	0.01	0.69	0.01	0.35	2.91	0.35	0.18	1.43	1.74	0.43	0.58	1.45	1.30	1.36
	CO	0.59	2.37	ND	0.30	ND	ND	2.13	0.78	ND	ND	0.53	1.48	ND	ND	ND
	C _m H _n	ND	0.01	ND	ND	ND	ND	0.02	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND
	H ₂	0.29	1.24	0.01	0.17	0.01	0.01	0.88	0.33	ND	ND	0.19	0.44	ND	ND	ND
	N ₂	83.1	81.4	84.2	83.8	84.1	82.9	81.7	83.6	83.6	83.6	83.3	82.4	84.0	84.1	84.1
ダスト濃度 g/Nm ³		1.26	1.32	0.87	2.08	1.54	1.40	1.44	1.00	1.68	1.47	1.06	1.16	0.63	1.21	0.51
SO _x	■						700	460	310	970	560	17	7.5	ND	ND	ND
HCl	■						4.1	170	58	13	12	ND	22	ND	3.5	11
NO _x	■						130	300	340	360	360	150	220	190	260	280
HCN	■						—	—	—	—	—	0.24	ND	39	2.3	ND
NH ₃	■						—	—	—	—	—	27	5.4	2.2	8.7	0.70

(b) 夏 期

測定地点		G-4 (サイクロン出口)					G-6 (スクラバー入口)					G-8 (スクラバー出口)				
項 目	RUN No	RUN 901 B処理場 生-高分子	RUN 902 A処理場 生-石灰	RUN 903 C処理場 消化-石灰	RUN 1101 D処理場 生-熱処理	RUN 901 B処理場 生-高分子	RUN 902 A処理場 生-石灰	RUN 903 C処理場 消化-石灰	RUN 1001 D処理場 生-熱処理	RUN 1101 E処理場 消化-高分子	RUN 901 B処理場 生-高分子	RUN 902 A処理場 生-石灰	RUN 903 C処理場 消化-石灰	RUN 1001 D処理場 生-熱処理	RUN 1101 E処理場 消化-高分子	
排ガス温度 ℃		910	925	851	820	868	340	460	358	294	329	27	27	24	24	
平均水分量 V/V%		8.8	10.0	13.7	18.4	5.9	8.7	13.6	12.6	13.1	8.3	2.5	2.5	2.0	3.0	
平均流速 m/sec		21.5	24.8	24.0	15.1	24.1	30.2	43.1	34.8	16.7	37.3	15.3	17.1	16.2	7.9	
湿りガス流量 Nm ³ /hr		5,900	6,600	6,800	4,500	6,800	6,000	7,000	6,700	3,600	7,300	6,200	6,600	6,500	3,300	
乾きガス流量 Nm ³ /hr		5,300	6,000	5,900	3,600	6,400	5,400	6,000	5,800	3,100	6,700	6,000	6,500	6,400	3,200	
排ガス組成 V/V%	CO ₂	19.1	20.4	19.0	19.5	19.6	18.1	19.6	18.9	18.7	17.9	16.7	18.7	18.4	17.5	
	O ₂	1.9	1.4	2.8	1.8	1.7	3.1	2.1	2.7	3.0	3.6	4.4	3.0	3.1	3.3	
	CO	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
	C _m H _n	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
	H ₂	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
	N ₂	79.0	78.2	78.2	78.7	78.7	78.8	78.3	78.4	78.3	78.5	78.9	78.3	78.5	79.2	
ダスト濃度 g/Nm ³		0.97	0.89	0.76	1.71	0.67	0.97	1.03	0.69	1.19	0.69	0.56	0.61	0.47	0.49	
SO _x	■						48	230	300	100	460	ND	9.6	12	8.8	
HCl	■						23	200	200	220	34	ND	27	21	8.2	
NO _x	■						150	99	87	110	150	110	110	90	80	
HCN	■						—	—	—	—	—	ND	ND	ND	ND	
NH ₃	■						—	—	—	—	—	1.4	ND	10	4.5	

た。また灰分塩基度の高い（2.0 以上）汚泥では融点低下のため、同じく表 5.3 に示した碎石添加により塩基度 1.0 前後に低下させた。また今回使用したコークスの性状は水分 2.3%、灰分 6.3%、可燃分組成では炭素が 90% を占める甲号中塊なる某社のコークスで、一般鋳物、合金用に主として使用されるものである。コークスの灰分組成では SiO_2 、 Al_2O_3 が主成分で、両者で 7 割以上を占め、スラグ源としてみた場合は酸性酸化物として寄与する。

上に述べた 5 種類の汚泥に対する各単味運転実験の運転条件を表 5.4 NO. 1 に示す。RUN 301～401 では A～D 処理場の冬期汚泥について、RUN 901～1101 では A～E 処理場の夏期汚泥について実験を行った。スラグの冷却方法については RUN 301～601 では急冷方式のみを、RUN 901～1101 では徐冷、急冷方式を併用した。熱回収方式では RUN 304 まではスチームのドレン回収を実施していなかったが、RUN 401 以後ドレン回収（90～100℃）を実施し、スチーム回収量の増量を図った。この効果を確認する意味から RUN 401、601 を加えている。RUN 401 以後、低 NO_x 化を考慮した改造、運転を行っている。また回収スチーム量の増加を主目的とした溶融炉炉体のボイラ化の効果を確認するため RUN 2010、2011 を実施したが、この結果については次節で詳しく述べる。サイクロン出口（G-4）、スクラバー入口（G-6）、スクラバー出口（G-8）における排ガス性状の測定結果を表 5.4 No. 2 に示した。

さて実験運転データ、分析値をもとに溶融システム実験時の物質収支、熱収支を決定する際、本実証プラントにおける計算困難な点として、①溶融炉の冷却用、 NO_x 制御用にスクラバー出口ガスの循環を行っていること、②排ガスの後流側に行くに従い O_2 濃度の上昇がみられ、リークエア（もれこみ空気）の存在が示唆されること、が挙げられる。このため通常の燃焼計算で実施される排ガスデータに基づく空気比の計算では正確な収支計算結果はえられない。そこで系として図 5.1 の溶融炉からスクラバー出口までをとり、排ガス循環系を内包し、系内にリークエアが与えられる物質収支モデルを用いて試行錯誤的（trial & error）に収支決定していく方法をとることとした。まず最終スクラバー出口の排ガス組成を空気比 m 、リークエア AL をパラメータとしてシミュレートした。その一例を図 5.3 に示した。 O_2 、 CO_2 濃度が空気比、リークエアに対して大きく変化し、縦軸上に * 印で示した O_2 、 CO_2 濃度の測定結果平均値に対する空気比、リークエアは容易に決定できないことがわかる。そこで O_2 、 CO_2 成分の実測値の平均値を m_{O_2} 、 m_{CO_2} 、その標準偏差を σ_{O_2} 、 σ_{CO_2} としたときの偏差平方和 s^2 は

$$s^2 = ((x_{\text{O}_2} - m_{\text{O}_2}) / \sigma_{\text{O}_2})^2 + ((x_{\text{CO}_2} - m_{\text{CO}_2}) / \sigma_{\text{CO}_2})^2 \quad (5.3)$$

ただし、 x_{O_2} 、 x_{CO_2} は O_2 、 CO_2 のシミュレーション濃度である。この偏差平方和 s^2 の変化の一例を図 5.4 に示した。この例では $m > 1.10$ の範囲ではいずれの場合もリークエア量 $AL = 0$ で最小値を示すがリークエアの存在は O_2 濃度の変化より確認されているため、 $m > 1.10$ の範囲の空気比は考えられない。系全体の空気比は $m > 1.0$ であることを前提として運転しているため、 $1.0 < m \leq 1.1$ となり、この例では $m = 1.05$ 、 $AL = 305 \text{ kg/hr}$ と決定した。このような手順で溶融炉-スクラバー系全体の物質収支、熱収支が計算され、さらに溶融炉、廃熱ボイラなどの各単位プロセスに分割した収支を決定して行くことができる。溶融システム実証プラントの物質収支、熱収支計算結果として B 処理場の高分子薬注ケーキに対する RUN 303、601、901 の結果を図 5.5 No. 1-3 に示した。なおこの熱収支計算の基準条件は 20℃、高位発熱量基準である。これらの結果をもとに次節では本システムのエネルギー収支に関して検討する。

汚泥溶融システムからの排出物性状に関して、排ガス中のダストと NO_x について述べる。表 5.5 の排ガス性状測定結果よりダスト濃度はスクラバー出口でも $0.5 \sim 1.0 \text{ g/Nm}^3$ とかなり高い結果であることがわかる。これは実証プラントであることから簡易的な洗浄集塵を用いたためで

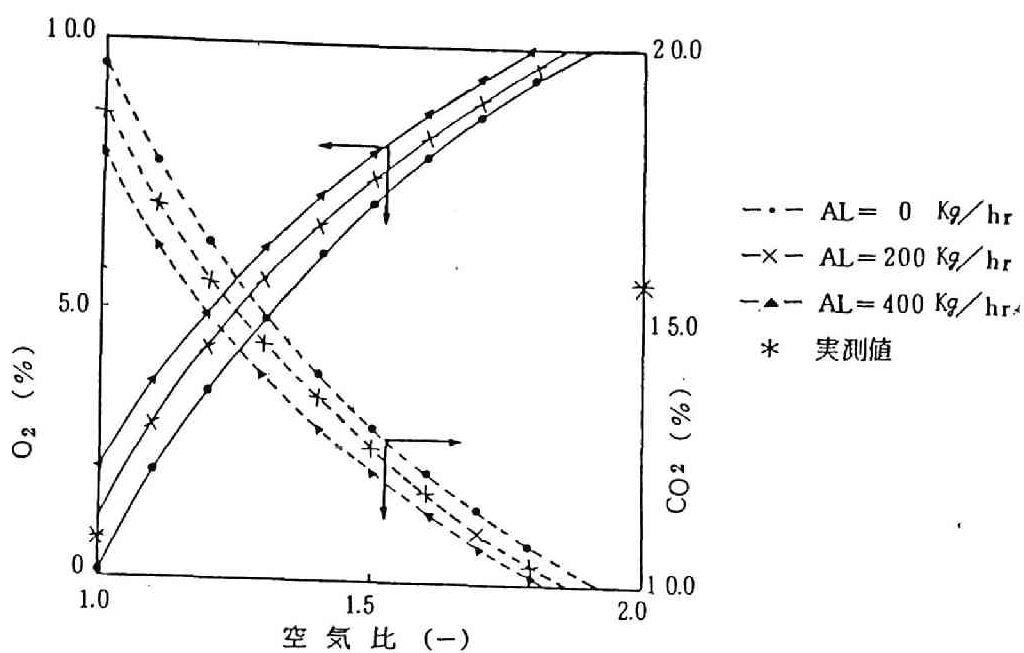


図 5. 3 スクラバー排ガス O_2 , CO_2 のシミュレーション濃度 (RUN301)

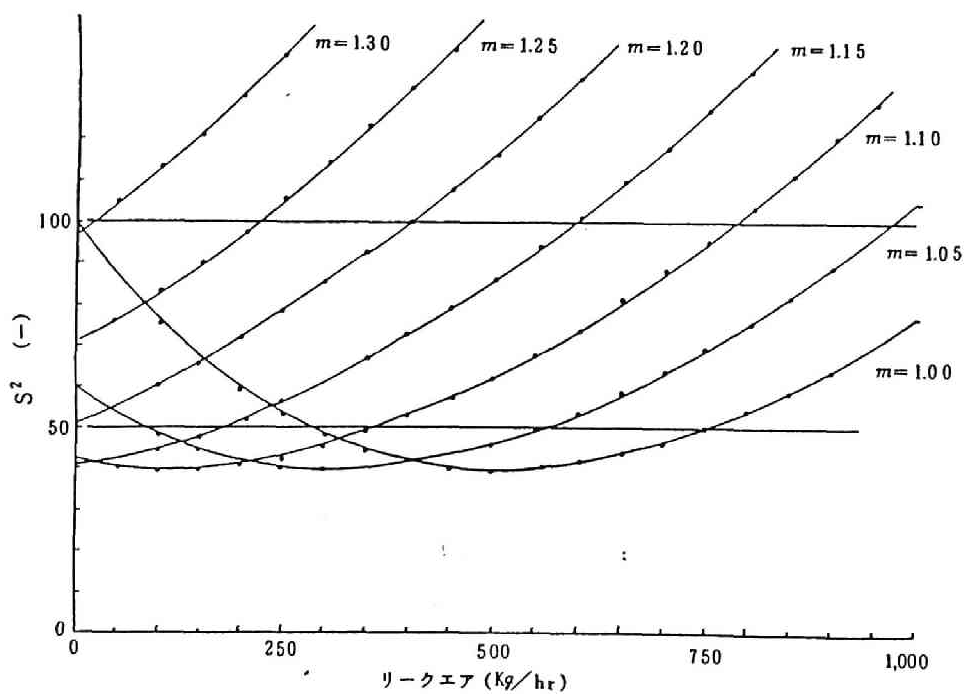


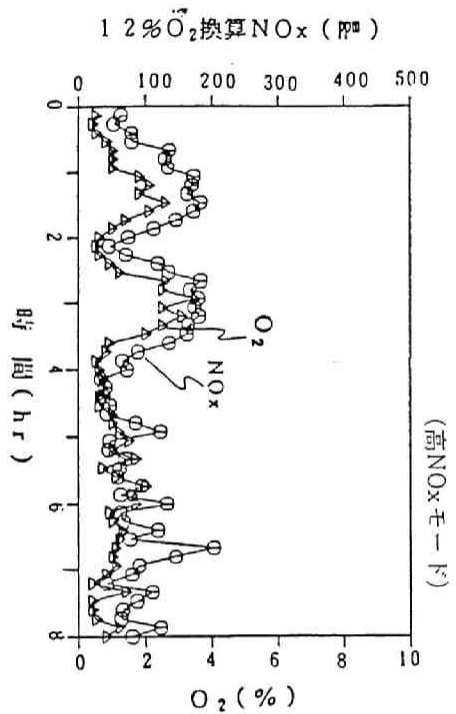
図 5. 4 偏差平方和 S^2 の変化 (RUN301)

あるが、RUN 401 以後はフィルター集塵機（デミスター：多数の円筒状のグラスウールのフィルター上にダスト捕集を行うもの）を併用したため、 0.5 g/Nm^3 前後まで低下させることができる。サイクロン出口のダストの粒径分布をカスケードインパクターにより調査すれば、 $1 \mu\text{m}$ 以下の小粒子が 50% 前後と多量に含まれることがわかった。これから電気集塵機（EP）が本システムの場合不可欠と考え、この集塵テストを試験的に実施した。試験機はガス処理能力 $700 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ の湿式電気集塵機で、デミスター出口よりバイパス投入した。その結果は EP 出口で $0.01 \sim 0.05 \text{ g/Nm}^3$ 、集塵効率 90% 以上とほぼ満足の行く結果がえられた。一方、溶融炉運転開始当初、溶融炉排ガスの NO_x 濃度はかなり高く、 O_2 12% 換算濃度で 200 ppm 程度示すことがあった。その当時の NO_x 生成特性は図 5.6 の高 NO_x モードとして示した結果から排ガス中 O_2 濃度との関係が深く、空気比の上昇とともに NO_x 生成は増加する。また溶融炉の運転を理論空気比に近い低空気比で行っているため、空気比を絞すぎた場合には CO 、 HCN 、 NH_3 などの未燃成分の生成があることとなる。すなわち、本溶融システムの場合、当初の燃焼用空気配管では低 NO_x かつ未燃成分の発生しない領域にコントロールすることが困難であり、この大きな原因は乾燥機からの乾燥ケーキの排出量変動がかなりあり、一定の二次空気比設定では汚泥に対する空気比が相対的に変動するためである。低 NO_x 化を図るための溶融炉回りの装置改造として、まず炉体上部に行っていたスクラバー排ガスの循環をコークスベッド直上にも行うことによりベッド層上部の温度制御と空気比制御が可能であるようにした（排ガス下部循環モード）。また二次空気の投入口を二次燃焼ゾーンに設置し、二次空気分配を可能なようにした（二次空気分配モード）。いずれも還元二段燃焼²⁴⁾を図ることをめざしたものであるが、その結果を図 5.6 に併記した。排ガス下部循環モードでは O_2 12% 換算濃度で 100 ppm 前後とかなり低 NO_x 化していることがわかる。さらに二次空気分配を行ったケースでは O_2 濃度が 4% 前後とかなり高濃度になっているにもかかわらず NO_x 濃度は 50 ppm 以下となった。このように乾燥ケーキの排出変動の影響を受けずに低 NO_x 化が図れており、排ガス滞留時間の不足による未燃成分の生成もみられなかった。このように本実証プラントの排出物性状としてとくに問題のあった排ガス中ダスト、 NO_x とともに装置対応により低減できることが明らかになった。

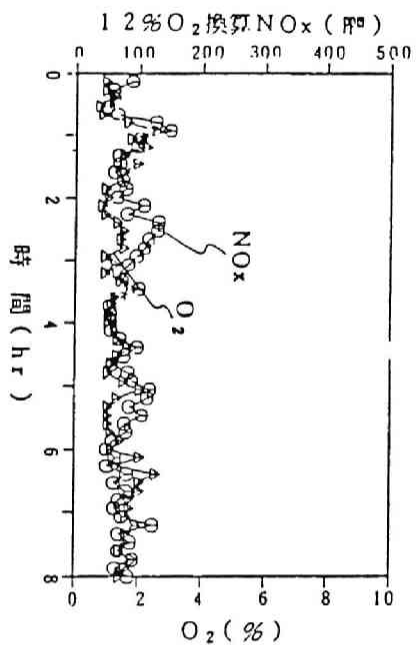
+

（3）溶融システムのエネルギー収支

先に示した実証実験物質収支、熱収支より本溶融システムのエネルギー収支について検討を加える。本溶融システムは汚泥無機分の融解熱をコークス燃焼による安定的な熱供給により賄うことと、溶融炉への汚泥含有水分の持込み量を減少させる意味から汚泥脱水ケーキの乾燥とその熱源となる溶融排ガスからの廃熱蒸気回収することがエネルギーフローの基本となる。すなわち、汚泥脱水ケーキの予備乾燥により含水率 40～50% となった造粒乾燥ケーキが溶融炉に投入されるが、この乾燥プロセスの必要エネルギーは溶融炉後段の廃熱ボイラより発生したスチームにより賄われ、不足分が生じた場合は重油焚きのパーッケージボイラよりスチーム供給される。そして溶融炉にコークスが投入され、この燃焼熱により乾燥ケーキの水分蒸発、融解熱などが賄われることとなる。ここで表 5.5 で示したとおり各種熱効率を定義し、各 RUN の実績値を計算した。まず乾燥プロセスと廃熱ボイラ間の熱収支について考察すれば全 RUN は大きく 3 つの傾向にわかれる。第 1 は乾燥消費エネルギーを廃熱ボイラによる回収スチームエンタルピーで賄うことができず、パッケージボイラからスチームを供給するケースで、RUN 301～304（RUN 303 について図 5.5 No. 1 に図示）がこれにあたる。乾燥機から排出されるドレンはかなりの顕熱を有しているが、これを回収しなかったため廃熱ボイラの回収スチームエンタルピーが少なく $70 \sim 80 \text{ 万 kcal/hr}$ にとどまっており、WHB 熱回収効率 η_2 も 30% 前後と低いことがわかる。第 2



(排ガス下部循環モード)



(2次空気分配モード)

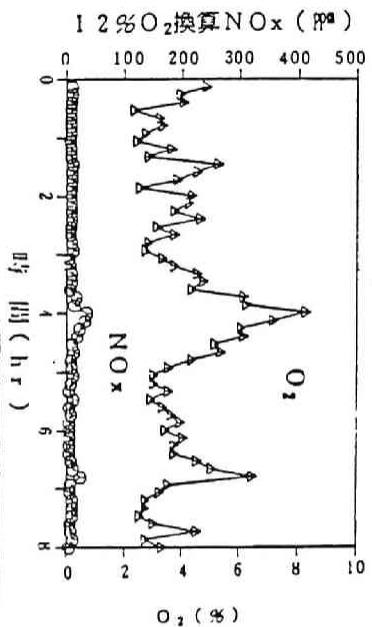


図5.6 燃焼システム実証プラントの NO_x 濃度の変化

表 5.5 汚泥乾燥ノスタム 熱効率

項 目	RUN No. 301 C 処理場 消化 - 石灰	RUN 302 A 処理場 生 - 石灰	RUN 303 B 処理場 生 - 高分子	RUN 304 D 処理場 生 - 熱処理	RUN 401 B 処理場 生 - 高分子	RUN 601 B 処理場 生 - 高分子	RUN 901 B 処理場 生 - 石灰	RUN 902 A 処理場 生 - 石灰	RUN 903 C 処理場 消化 - 石灰	RUN 1001 D 処理場 生 - 熱処理	RUN 1101 E 処理場 消化 - 高分子	RUN 2010 A 処理場 生 - 石灰	RUN 2011 B 処理場 生 - 高分子
Q ₁ 下水汚泥発熱	106.6	67.8	161.8	113.4	131.1	176.8	125.7	79.2	96.4	87.8	86.6	110.9	164.7
Q ₂ コークス発熱	159.7	170.1	123.8	122.6	121.9	117.1	130.9	231.5	157.7	140.7	143.7	126.9	118.3
Q ₃ P B 重油発熱	23.8	16.6	22.6	3.6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Q ₄ スラッグ溶解熱・顕熱	10.9	7.1	4.6	12.1	3.6	4.8	5.9	13.8	10.0	17.8	4.5	11.1	7.0
Q ₅ 水分蒸発潜熱・顕熱	63.1	37.0	57.0	45.5	47.3	76.2	38.1	55.7	63.1	51.5	30.9	59.4	56.7
Q ₆ 乾燥機送風水分潜熱	65.6	56.1	65.4	47.3	55.4	61.5	71.2	65.0	54.4	-	75.1	69.9	74.1
Q ₇ W H B 発生ノスタム	81.7	71.4	83.0	73.5	93.9	111.6	109.3	101.1	90.0	67.4	112.6	53.7	64.1
Q ₇ 乾燥機ボイラ発生ノスタム	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	76.7	79.8
Q ₈ W H B 余剰ノスタム	0	0	0	0	8.0	14.5	0	0	4.5	-	0	22.5	33.2
Q ₉ A / H 1 次型公顕熱	13.6	12.2	12.7	8.9	7.4	12.4	9.8	17.5	15.1	9.3	9.5	16.6	19.1
乾燥プロセス熱効率 η ₁	27.8	18.5	21.6	24.4	20.1	27.6	17.1	22.4	28.8	30.3	15.4	29.6	22.5
乾燥機プロセス熱効率 η ₁	48.1	39.4	41.2	43.8	42.0	48.5	44.9	43.3	50.2	30.3	48.0	59.0	48.7
W H B 熱回収効率 η ₂	30.7	30.0	29.1	31.1	37.1	38.0	42.6	32.5	35.4	29.5	48.9	22.6	22.7
A / H 熱回収効率 η ₃	5.1	5.1	4.4	3.8	2.9	4.2	3.8	5.6	5.9	4.1	4.1	7.0	6.7

$$\eta_1 = (Q_4 + Q_5) / (Q_1 + Q_2) \quad \eta_1' = (Q_4 + Q_5 + Q_6) / (Q_1 + Q_2 + Q_3) \quad \eta_2 = Q_7 / (Q_1 + Q_2) \quad \eta_3 = Q_9 / (Q_1 + Q_2)$$

$$\eta_2' = Q_7' / (Q_1 + Q_2)$$

はこの点を改良し 90～100℃ のドレン回収を実施したことから乾燥スチームと廃熱ボイラ スチームエンタルピーがほぼバランスしているケースであり、RUN 901, 902, 1101 (図 5.5 No. 3 に RUN 901 を図示) がこれにあたる。廃熱ボイラ熱回収効率 η_2 が先の 30% 前後からこれらの RUN では平均で 40% 前後まで上昇している。第 3 は第 2 のケースからさらに廃熱ボイラより 余剰スチームが生成されるケースであり、RUN 401, 601 (図 5.5 No. 2 に示した), 903 がこれにあたる。第 1 のケースのように顕熱を多く保有した溶融排ガスから蒸気回収を行っているにもかかわらず乾燥用スチームが不足したのは廃熱ボイラにおいて十分な伝熱効率がえられず、伝熱面積が不足ぎみであったためと考えられる。溶融炉の熱効率 η_1 は 15～30% とばらつきが大きい。これは溶融炉の有効熱量をスラグ生成融解熱と乾燥ケーキ水分の蒸発潜熱としたことから汚泥灰分比、乾燥ケーキ含水率などの変動による影響である。乾燥プロセスにおける蒸発水分の潜熱も含めた熱効率 η は 40～50% であり、下水汚泥有機物、コークス、重油の全保有熱量の 40～50% が水分蒸発潜熱、スラグ融解に用いられたこととなる。燃焼用一次空気の空気予熱による熱回収効率は 5% 前後である。以上、本溶融システムの熱効率として余剰スチーム発生ケースである RUN 601 より整理すれば、スラグ融解熱、乾燥ケーキ水分蒸発潜熱として入熱の 28% 程度を用い、乾燥蒸気生成用の廃熱ボイラ回収スチームとして 38% 程度、4% 程度を予熱空気顕熱として回収している。そして未利用の余剰スチームが 3～5% 程度発生している。

つぎに本システムのエネルギー効率に大きく影響する乾燥機と廃熱ボイラについて若干の考察を加える。今回用いた間接蒸気加熱型乾燥機²⁵⁾の概略と機内の汚泥水分変化、温度分布、充満率の変化を図 5.7 に示した。この乾燥機は加熱ジャケット付の固定ケーシング内部に傾斜型切欠円板のついた回転シャフトが取り付けられており、ケーシングジャケットと回転シャフト中にスチームが供給される。一方、脱水ケーキは攪拌されながら間接的に伝熱乾燥される。図 5.7 の水分、温度分布より 4～5 枚目の羽根までに汚泥層温度は約 90℃ に達し、汚泥は液状のまま水分 70% 弱程度まで低下する。この後汚泥の塊状化が徐々に始まるが、この地点までの充満率は低く 50～60% である。7～9 枚目の羽根にいたって充満率は 100% 近くになり、ディスクの攪拌揺動効果により 50 mm 程度の塊に造粒され含水率 40～50% で排出される。ここで本乾燥機の乾燥速度、総括伝熱係数等について整理したのが表 5.6 である。ここで乾燥速度 R_d [$\text{kg-H}_2\text{O}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$]、総括伝熱係数 U [$\text{kcal}/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$] は次式で定義した。

$$R_d = (H_1 - H_2) / A \quad (5.4)$$

$$U = Xd(i_1 - i_2) / (A \cdot \Delta t) \quad (5.5)$$

ただし、 H_1 , H_2 は脱水ケーキおよび乾燥ケーキの水分量 [kg/hr]、 A は乾燥機伝熱面積 [m^2] (今回は 92 m^2)、 Xd は消費スチーム量 [kg/hr]、 i_1 , i_2 はスチーム、およびドレンエンタルピー [kcal/kg]、 Δt はスチームと汚泥層温度差 [$^\circ\text{C}$] である。乾燥速度は各 RUN の間に大きな差はみられず、平均 11.3 $\text{kg-H}_2\text{O}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ であった。間接加熱型乾燥機の場合、粘着性の高い高分子汚泥に対してかなりの乾燥速度低下が経験されているが、今回は石灰薬注ケーキで平均 10.8 $\text{kg-H}_2\text{O}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ 、高分子薬注ケーキで平均 11.7 $\text{kg-H}_2\text{O}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ と両者の間に差はない。また総括伝熱係数は平均 90 $\text{kcal}/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ で運転経過時間による低下もみられなかった。

つぎに廃熱ボイラの伝熱特性について整理したのが表 5.7 である。ここで廃熱ボイラの総括伝熱係数 U [$\text{kcal}/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$] とすると、

$$UA(\Delta t)_{\text{lm}} = (X_1 - X_2)(i_1 - i'_3) + X_2(i_2 - i_3) \quad (5.6)$$

ただし $(\Delta t)_{\text{lm}}$ はスチームと排ガスの対数平均温度差 [$^\circ\text{C}$]、 X_1 , X_2 は廃熱ボイラ給水量、ブロー水量 [kg/hr]、 i_1 , i_2 , i_3 , i'_3 はそれぞれ発生スチーム、ブロー水、ドレン、回収ドレン

+

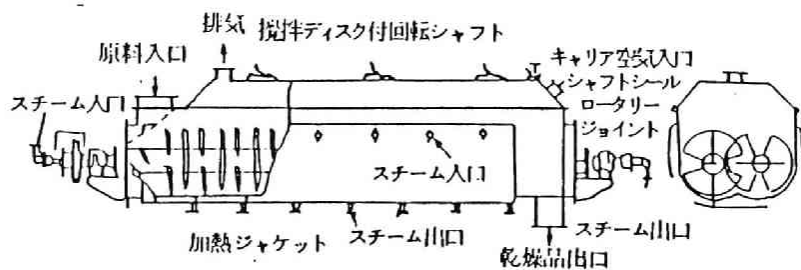
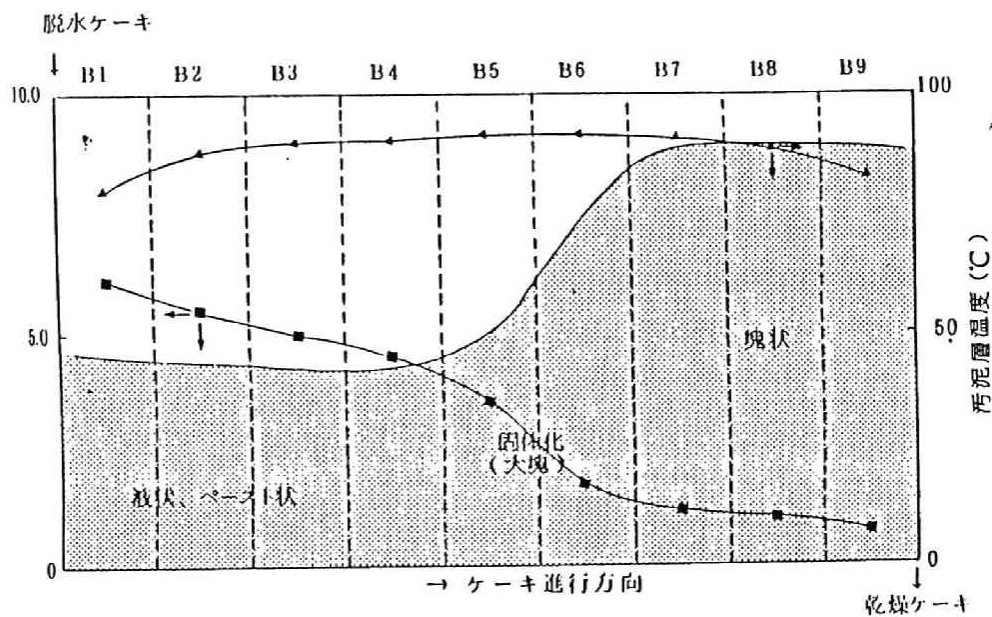


図 5. 7 間接加熱型乾燥機の概要と機内の水分・温度分布

+

+

表 5.6 間接加熱型乾燥機の乾燥性能、伝熱特性

項 目	RUN No	R U N 301	R U N 302	R U N 303	R U N 304	R U N 401	R U N 601	R U N 901	R U N 902	R U N 903	R U N 1101
		C (乾燥機) 単位 - (度)	A (乾燥機) 単位 - (度)	B (乾燥機) 単位 - (度)	D (乾燥機) 単位 - (度)	E (乾燥機) 単位 - (度)	F (乾燥機) 単位 - (度)	G (乾燥機) 単位 - (度)	H (乾燥機) 単位 - (度)	I (乾燥機) 単位 - (度)	J (乾燥機) 単位 - (度)
乾燥機	乾燥機	1,940	1,420	1,825	1,020	1,525	1,900	1,660	1,790	1,690	1,600
乾燥機	乾燥機	79.4	82.8	79.6	60.8	81.7	78.1	81.4	78.7	79.0	86.8
乾燥機	乾燥機	1,540	1,176	1,453	620 if 加 水分 474	1,231	1,531	1,351	1,409	1,335	1,389
乾燥機	乾燥機	400	244	372	400	294	429	309	381	355	211
乾燥機	乾燥機	53.6	50.5	50.1	44.3	51.9	54.8	36.7	47.1	56.2	42.2
乾燥機	乾燥機	462	249	374	318	318	520	179	340	443	154
乾燥機	乾燥機	1,078	927	1,079	776	813	1,011	1,172	1,069	892	1,235
乾燥機	乾燥機	11.7	10.1	11.7	8.4	9.9	11.0	12.7	11.6	9.7	13.4
乾燥機	乾燥機	1,602	1,342	1,605	1,192	1,335	1,510	1,700	1,573	1,315	1,750
乾燥機	乾燥機	77.2	64.7	77.4	57.5	64.3	72.8	81.9	75.8	63.4	84.4
乾燥機	乾燥機	94.3	79.0	94.5	70.2	78.6	88.9	100.1	92.6	77.4	103.0

表 5.7 乾燥機ボイラの伝熱特性

項 目	RUN No	R U N 301	R U N 302	R U N 303	R U N 304	R U N 401	R U N 601	R U N 901	R U N 902	R U N 903	R U N 1101
		C (乾燥機) 単位 - (度)	A (乾燥機) 単位 - (度)	B (乾燥機) 単位 - (度)	D (乾燥機) 単位 - (度)	E (乾燥機) 単位 - (度)	F (乾燥機) 単位 - (度)	G (乾燥機) 単位 - (度)	H (乾燥機) 単位 - (度)	I (乾燥機) 単位 - (度)	J (乾燥機) 単位 - (度)
乾燥機	乾燥機	1,415	1,200	1,430	1,293	1,460	1,835	1,750	1,610	1,450	1,140
乾燥機	乾燥機	145	180	150	150	0	100	50	37.5	50	87.7
乾燥機	乾燥機	84.09	74.35	85.26	75.97	85.90	104.12	98.16	89.61	82.11	68.82
乾燥機	乾燥機	911	900	940	936	916	886	960	929	890	831
乾燥機	乾燥機	453	465	473	400	380	363	393	540	445	401
乾燥機	乾燥機	466	493	491	435	413	389	438	532	453	399
乾燥機	乾燥機	27.8	23.2	26.7	26.9	32.0	41.2	34.5	25.9	27.9	26.5

+

の比エンタルピー $[\text{kcal/kg}]$ である。ドレン回収を行っていない場合は $i_3 = i'_3$ となる。廃熱ボイラの総括伝熱係数は設計値にほぼ等しい $40 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 前後から $25 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ を示す RUN まで差が大きい。この傾向を明確にするため、夏期約 30 日間にわたって連続運転を行ったときの伝熱係数の変化をはじめとする廃熱ボイラ運転特性の変化を図 5.8 に示した。これより連続運転の進行に伴い総括伝熱係数が低下する傾向にあることがわかる。このトレンドによれば 30 日の運転で U 値は $6 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 程度低下することがわかる。それを反映して廃熱ボイラ入口の排ガス温度はほぼ一定であるにもかかわらず、出口の排ガス温度は運転初期に 380°C のものが後半には $420 \sim 450^\circ\text{C}$ に上昇し、スチーム発生量も漸減傾向にある。これはダストの付着による伝熱抵抗の増加によるものであるが、スートブロー対策に加えて、伝熱係数の低下を見込んだ伝熱面積の確保など設計面からの対応が必要であることがわかった。表 5.7 に示された U 値の変化はこのような理由によるものであるが、この伝熱係数の低下が回収スチーム量、コークス消費量に影響する可能性があることとなる。

本熔融システムの助燃料、すなわちコークスの消費量について検討を加える。実証実験時のコークス消費量原単位を熔融炉の可燃物負荷、固形物負荷に対して示したのが図 5.9 である。コークス消費原単位は 80 kg/t-cake から 180 kg/t-cake まで大きく変化するが、これを炉の可燃物負荷に対してプロットするとその傾向は明確となる。すなわち、熔融炉への投入可燃物負荷の上昇に従いコークス原単位は減少する。熔融炉の可燃物負荷が高い場合、下水污泥発熱量がシステムの入熱に占める割合は高く、コークスの入熱量は減少する傾向がみられる。また一方、炉の固形物負荷に対してコークス消費量をみた図 5.9 右図では全体ではとくに明確な関係を示さないが、同程度の燃料性状を示す場合、固形物負荷の増加とともに助燃料原単位は減少する。図中に点線で示した 3 点はいずれも B 処理場の混合生—高分子薬注ケーキで、発熱量 4400 kcal/kg-DS 程度であるが、固形物負荷の増加とともにコークス消費原単位が減少していることがわかる。同様の傾向は污泥の乾燥乾留システムについても指摘されている²⁶⁾。以上の関係を整理すれば、本熔融システムの助燃料（コークス）消費原単位は污泥有機分率をはじめとする燃料性状に関係が深く、熔融炉の可燃物負荷とは負の相関を示す。さらに同一燃料性状の污泥では固形物負荷の増加に従い原単位は減少する。このことはある一定性状の污泥を処理する場合には負荷量を許容できる範囲で大きくとることが有利であることを示しており、このためには污泥含有水分量の多寡がコークス量に影響を及ぼさないよう十分な熱回収効率を有していることが必要となってくる。このような熔融炉負荷量と助燃料消費量との関係になることがわかったが、助燃料消費量には熱回収プロセスが大きく影響する。つまり今回の実証プラントでは第 1 に熔融炉の水冷ジャケットにおける交換熱量は温排水として系外に放出している点がまず指摘される。これをスチームとして回収することは熱回収効率の向上につながる。第 2 に熔融炉空塔部における温度制御のため排ガス処理系を出た排ガスを炉に循環させているが、ここで炉体内の水管ボイラによるスチーム回収を行うことが同様の視点から考えられる。そこで熔融炉の炉体ボイラ化を図 5.10 のように行い、さらに実証実験を継続した。ここで炉体ボイラ化とは熔融炉下部水冷ジャケット部のボイラ化と炉空塔部の水管ボイラ化である。B 処理場高分子薬注污泥を用いたときの炉体ボイラ化後の物質収支、熱収支を図 5.11 に示した。この結果より炉体ボイラ化後のコークス消費量原単位は図 5.9 で RUN 2010、2011 として示したとおり、 100 kg/t-cake 未満となりかなりの助燃料低減が図れた。これは熱収支フロー、表 5.5 の熱効率比較より、熔融炉炉体ボイラと後流側の廃熱ボイラによる熱回収効率は 50% 以上となり、炉体ボイラ化前に比較して 10% 以上は改善されていることが主要因である。また炉体ボイラ化前の電力消費量は平均 120 kwh/t

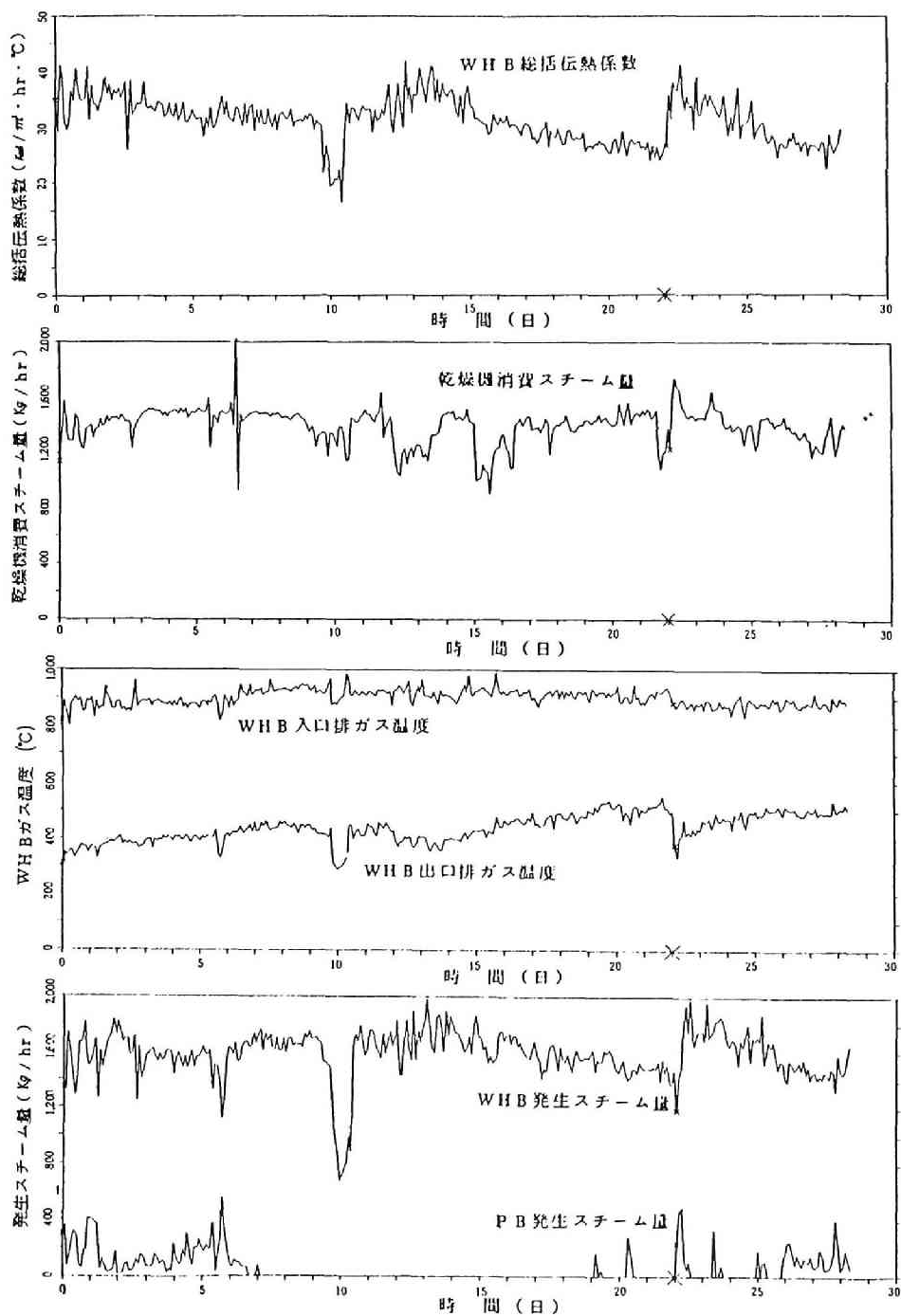


図 5. 8 廃熱ボイラの連続運転特性

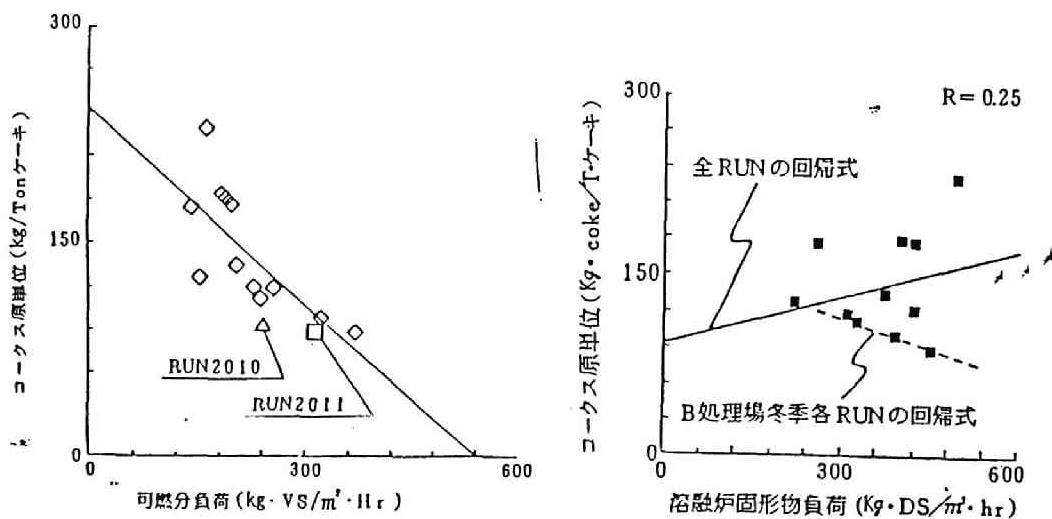


図 5. 9 溶融システムのコークス原単位と可燃物負荷、固形物負荷の関係

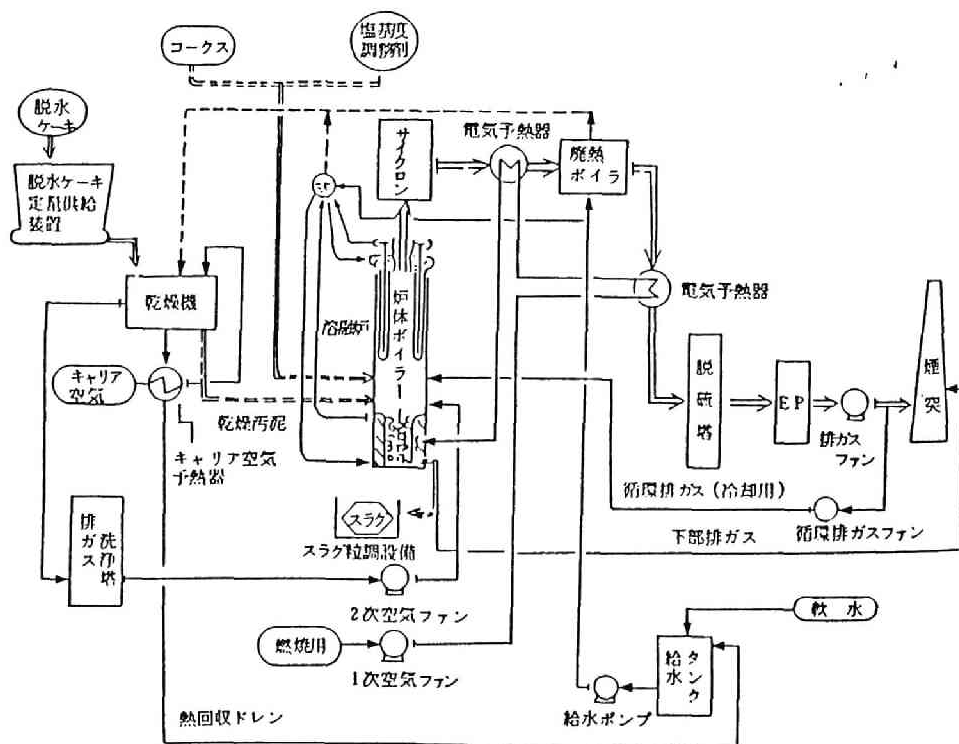


図 5. 10 溶融炉炉体ボイラ化システムフロー

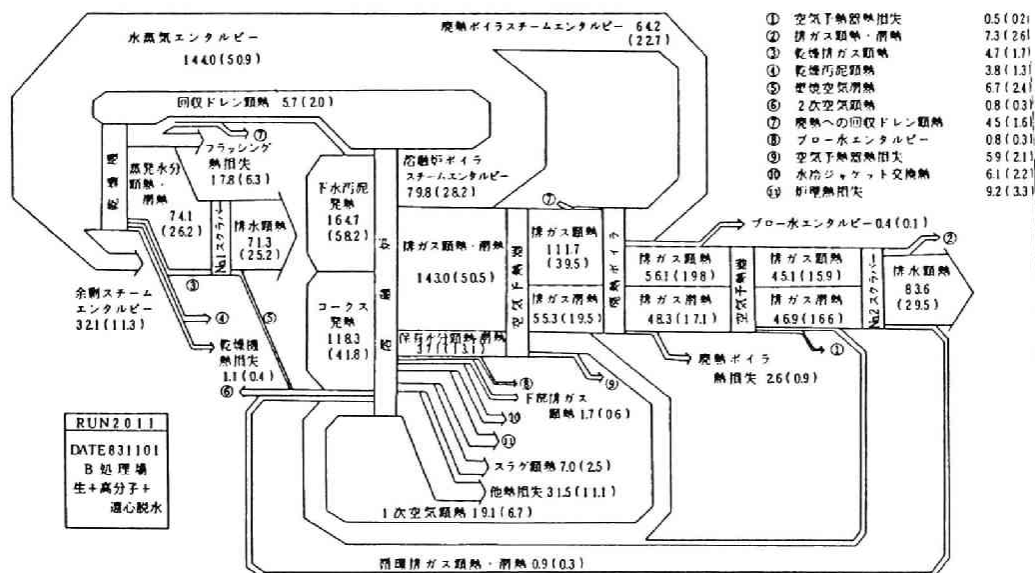
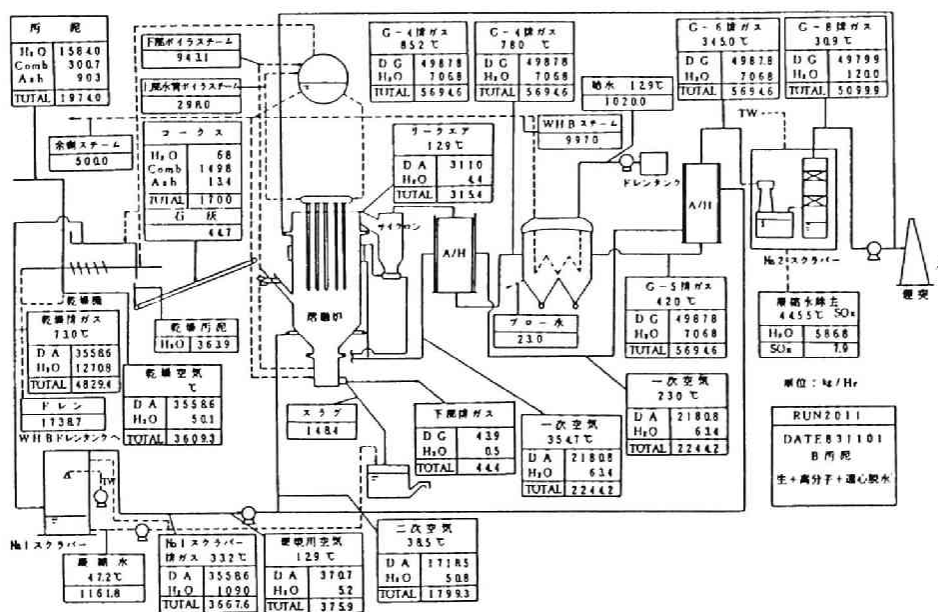


図 5. 1 1 汚泥溶融システム実証実験の物質収支、熱収支(RUN2011)

cakeであったが、炉体ボイラ化後は90 kwh/t-cake前後とかなりの低減が図れた。これは溶融炉空塔部への排ガス循環量が減ったことにより熱回収系、排ガス処理系の動力を低減できたことによるものと思われる。

(4) 溶融スラグの再利用について^{16) 27) 28)}

下水汚泥の溶融システムは汚泥の減量・減容化、安定化を目的とすることは言うまでもなく、副生スラグの再利用を行う点に最大の利点がある。土木建築材料はその物理的、化学的性質に加えて、施工性、耐久性、経済性など多くの評価項目のもとで検討が加えられ使用されているものである。しかし下水汚泥溶融スラグの土木建築材料利用はいまだ研究段階であり、将来へ向けて使用実績を積み段階であるといえる。そのため多くの機関の密接な相互協力が必要であるといえるが、今回の実証実験に対しては大阪府土木技術事務所がスラグの基礎試験、現場施工試験を実施している。スラグの化学性状に関して得た知見とともに再利用の施工実験結果をここで述べることにする。

副生スラグの土木建築材料利用試験結果に触れる前に、スラグの化学性状、分離メタル性状に関して述べる。副生スラグの化学成分は汚泥灰分、コークス灰分、増滓剤などの化学的組成により決定されるものである。前述した塩基度調整の結果、各汚泥の灰分組成には大きな差があるものの表5.8のとおり生成スラグの化学組成は主要成分で大きな差はなく、CaO、SiO₂、Al₂O₃で70%以上を占める。溶融温度特性も汚泥灰分では融点などに汚泥によりかなり差があったが、溶融スラグでは1250℃前後とほぼ一致した値を示した。また溶融スラグをボールミルにより微粉碎した状態で環境庁告示第13号に基づく溶出試験を行ったが、いずれも問題はなかった。溶融スラグ化による汚泥の減容効果は表5.9のとおり、1/4.4～1/39と差はあるものの全般に大きな減容・減量効果を示す。とくに効果が大きいのはB、E処理場であり、含水率が大きく、有機分率の高い脱水ケーキほど減量・減容効果が大きいこととなる。焼却灰の場合の減容効果は脱水ケーキ含水率によりかなり変化するが脱水ケーキ含水率80%で通常1/7程度であることを考えると、溶融スラグの場合の減容効果は大きいといえる。今回のコークスベッド方式の溶融スラグには容易に分離する金属リッチの部分が含まれ、これをここでは分離メタルと称する。分離メタルのスラグに対する重量比、分離メタルの鉄としての純度などを表5.9に併記した。溶融スラグ全体に占める分離メタルの割合は数パーセントから多い場合で20%近い値を示す。これは脱水助剤としての塩化第2鉄使用の有無、水処理原水水質などによる変化であると考えられる。そして分離メタル中の鉄濃度は80%前後である。この分離メタル生成はコークスベッドの還元作用によるものと考えられ、供試汚泥などに含有される金属化合物が還元され、比重差によりスラグ主生成物と分離されるものである。溶融スラグを土木建築材料として再利用する場合、スラグ中の鉄の濃度が高いと発錆をおこす可能性があり、また有価物としての回収も可能であることからスラグ生成後に磁選・調整工程を設けることが望ましいと考えられる。

溶融スラグの再利用試験として水冷、徐冷の2種類のスラグについてコンクリート用細骨材、粗骨材としての適用試験、現場施工試験として水冷スラグを用いた盛土試験、徐冷スラグを用いた路盤試験が行われた^{16) 28)}。試験の基本的な考え方として副生スラグの基本的物性を把握し、未加工、または再加工する場合は最小限のものとして室内試験、現場試験を行うものとされた。材料試験方法は日本工業規格(JIS)を中心として、他各種団体、諸官庁が制定している規格によった。まず水冷スラグの物理試験とモルタル供試体試験結果を表5.10に示した。比重、吸水率などをはじめとする物理性状についてはいずれも各基準値を満足していた。ただし、粒度構成において0.15～0.6 mm 粒径部分が不足していることが指摘された。コンクリート用細骨材利

+

表 5.8 下水泥配溶融スラグの化学性状と溶融温度特性

RUN No		RUN 301	RUN 302	RUN 303	RUN 304	RUN 401	RUN 901	RUN 902	RUN 903	RUN 1001	RUN 1101
項 目		C処理場 混合生 -石灰	A処理場 混合生 -石灰	B処理場 混合生 -高分子	D処理場 混合生 -熱処理	B処理場 混合生 -高分子	B処理場 混合生 -高分子	A処理場 混合生 -石灰	C処理場 混合生 -石灰	D処理場 混合生 -熱処理	E処理場 混合生 -高分子
比 重	真 比 重	2.71	2.69	2.27	2.58	2.55	2.98	3.11	2.97	2.86	-
	かさ比重	1.60	1.56	1.39	1.44	1.52	(2.97)	(2.98)	(3.10)	(2.86)	(3.00)
灰 分 組 成	FeO	5.7	6.6	4.5	14.1	13.8	5.8	6.8	9.1	8.6	4.4
	CaO	34.0	34.0	24.2	13.9	25.0	30.0	31.7	31.4	28.7	25.7
	P ₂ O ₅	2.8	2.5	2.5	4.2	4.4	2.5	1.8	3.3	2.8	4.4
	SiO ₂	31.0	31.9	35.3	33.7	30.8	33.4	34.6	32.2	33.4	33.3
	MnO ₂	0.6	0.7	0.8	2.1	0.8	1.3	1.2	0.6	1.3	0.6
	K ₂ O	0.3	0.4	1.0	1.3	0.8	0.8	0.4	0.3	0.8	0.7
	Al ₂ O ₃	12.3	12.7	17.0	19.1	15.4	14.4	13.8	12.3	13.7	16.3
	MgO	2.8	2.8	4.2	2.9	3.9	3.1	2.8	2.9	3.1	5.3
	TiO ₂	0.6	0.6	0.9	1.2	0.8	0.8	0.7	0.6	0.8	1.0
	そ の 他	9.9	7.8	9.6	7.5	4.3	7.9	6.2	7.3	6.8	8.3
溶 融 温 度 特 性	CaO/SiO ₂	1.10	1.07	0.69	0.41	0.81	0.90	0.92	0.98	0.86	0.77
	軟化点℃	1,210	1,170	1,180	1,230	1,250	1,190	1,190	1,200	1,230	1,200
	融点℃	1,230	1,200	1,220	1,280	1,280	1,200	1,210	1,210	1,280	1,240
	溶流点℃	1,260	1,230	1,260	1,300	1,300	1,230	1,240	1,250	1,310	1,270

()内は徐冷スラグの分析値で、他は水冷スラグの値である。

表 5.9 溶融スラグの減量・減容効果と生成メタル性状

RUN No		RUN 301	RUN 302	RUN 303	RUN 304	RUN 401	RUN 901	RUN 902	RUN 903	RUN 1001	RUN 1101
項 目		C処理場 消化 -石灰	A処理場 消化 -石灰	B処理場 消化 -高分子	D処理場 消化 -熱処理	B処理場 消化 -高分子	B処理場 消化 -高分子	A処理場 消化 -石灰	C処理場 消化 -石灰	D処理場 消化 -熱処理	E処理場 消化 -高分子
かさ比重	脱水ケーキ	0.96	0.99	0.73	0.97	0.78	0.92	1.09	0.79	0.73	0.81
	乾燥ケーキ	0.77	0.80	0.59	0.78	0.63	0.73	0.73	0.57	-	0.63
	急冷スラグ	1.60	1.56	1.39	1.44	1.52	1.55	1.41	1.40	1.41	1.52
減量効果重量比		1/8.4	1/9.5	1/18.9	1/4.0	1/20.0	1/13.3	1/6.1	1/8.0	1/2.3	1/16.7
減容効果容積比		1/14.1	1/14.9	1/36.0	1/5.9	1/39.0	1/22.0	1/7.9	1/14.2	1/4.4	1/27.7
スラグ生成原単位 kg・スラグ/T・WS		119	106	52	250	50	75	163	125	438	60
磁 重 量 比		8.2	8.2	1.1	14.1	18.0	7.9	19.4	7.5	9.1	1.4
磁 重 純 度 劣		79.0	84.0	64.0	72.0	79.0	79.6	86.6	73.6	74.6	76.1
生成メタル原単位 kg・メタル/T・WS		9.7	8.7	0.6	35.3	9.0	6.0	31.6	9.3	39.9	0.8

+

+

表 5.10 水冷スラグの物理試験およびモルタル供試体試験結果¹⁶⁾

試験項目 原汚泥名	絶乾 比重	表乾 比重	吸水率 %	単位容 積質量 kg/ℓ	粗粒率 F.M. %	実積率 %	有機 不純物 %	安定性 %	粒形率 実積率 %	塩分 含有率 %	洗い 試験 %	モルタル供試体試験 ³⁾					
												圧縮強度 kg/cm ²			曲げ強度 kg/cm ²		
												σ ₇	σ ₂₈	σ ₉₁	σ ₇	σ ₂₈	σ ₉₁
A	2.84	2.85	0.160	1.56	2.81	54.8	合格	1.5	53.5	0.006	0.5	199	270	397	52.9	77.2	81.8
B	2.81	2.82	0.241	1.58	2.82	56.1	"	1.4	54.8	0.005	0.3	171	252	325	50.5	73.2	82.5
C	3.02	3.03	0.187	1.68	2.95	55.5	"	1.6	53.6	0.006	0.4	176	261	366	54.8	66.2	75.6
D	2.80	2.80	0.110	1.56	3.44	55.8	"	1.6	53.2	0.005	0.4	179	259	363	43.8	63.6	77.5
平均	2.87	—	0.175	1.60	—	—	—	—	—	—	0.4	181	261	363	50.5	70.1	79.4
山砂	2.53	2.56	1.23	1.62	2.93	63.6	"	3.7	56.1	0.008	4.4	311	440	—	74.8	88.2	—
土木学会 基準値	2.5以上	—	3.5以下	1.45以上	2.3～ 3.1 1)	—	"	—	—	0.1% 以下	3%以下	—	—	—	—	—	—
JISA 5004 コンクリート 用砕砂	2.5以上	—	3.0以下	—	指定の ±0.15	—	—	10% 以下	53% 以上	—	7%以下	—	—	—	—	—	—
JISA 5012 高炉スラグ 細骨材	2.5以上	—	3.5以下	1.45以上	—	—	標準色 より薄いこと	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
その他	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0.04% 以下 2)	—	—	—	—	—	—	—

註) 合格=標準色より薄い

(1) 望ましい範囲 RC示方書解説

(2) JISA 5308 附属書 (レディミクストコンクリート建築用)

(3) 配合設計 W/C 50%, フロー値 190 ± 5 ■ 強度は1材全体の平均値

+

+

用としてのモルタル強度試験結果では、比較試料とした山砂を供した強度に対して圧縮強度比で 57～61%、曲げ強度比で 72～88% の強度発現であった。この原因はスラグ自身の強度不足、スラグ表面が滑らかであることからセメントペースととの付着性能が十分に得られないことが挙げられる。これらの結果、現状の急冷スラグをコンクリート用を使用する場合は低強度用のものに限定される。つぎに徐冷スラグの物理試験およびコンクリート用粗骨材としてのコンクリート強度試験結果を表 5.11 に示した。粒度はコンクリート用粗骨材（40～5）の規定粒度範囲におさまるよう試料調整を行っている。物理試験結果はいずれも基準値を満足している。コンクリート配合強度を 216 kg/cm^2 とし、水セメント比 65%、細骨材に山砂、セメントにポルトランドセメントを使用して $20 \pm 3^\circ\text{C}$ の恒温水槽で水中養生を行った。その結果を表 5.11 に併記したが天然山砂を用いた碎石コンクリートに比較して、圧縮強度では材令 1 週強度で 82.7%、4 週強度で 75.6% となった。この結果より、現状でコンクリート用粗骨材として使用する場合は低強度のコンクリート（たとえば土間コンクリート、小規模構造物コンクリートなど）に限定される。

つぎに副生スラグの道路用材試験を行った。水冷スラグを下層路盤材料として試験した結果が表 5.12 である。最大乾燥密度 $1.7 \sim 1.8 \text{ g/cm}^3$ 、最適含水比 10% 前後で、修正 CBR 値は 8～16% で規格目標値の 20% に達しなかった。水冷スラグの低粒子分 $0.15 \sim 0.6 \text{ mm}$ を増加させることによる粒度調整後の修正 CBR は表 5.12 のとおり、20 以上が得られたが、今回の水冷スラグの現場施工試験としては路床盛土としての試験を行うものとした。下水処理場敷地内の駐車場予定値において、盛土厚 80 cm、面積 100 m^2 で施工した。含水比調整作業において最適含水比に達する前に下層に散布水がぬけてしまう現象がみられ、施工性についてもタイヤローラ、載荷ダンプの動輪が空転するなど盛土試験としては難点が確認された。この結果から水冷スラグを土木材料として使用する場合には湧水し断層など透水性を必要とする箇所、小口径下水管、各種埋設管の埋め戻し用砂としての利用を考えるのが適切であろう。最後に徐冷スラグを道路用路盤材として試験施工した。表 5.13 のとおり、道路路盤材利用用碎石としての修正 CBR 基準値を今回の徐冷スラグは 106 と十分に満足していた。そこで大阪府下の駐車場予定地において、構成断面を路盤工厚 10 cm、表層工として密粒度アスファルトコンクリート厚 3 cm として、徐冷スラグ路盤面積約 640 m^2 、碎石路盤面積約 1280 m^2 で施工した。なお現地の現場路床土の設計 CBR は 6% であった。また使用材料は比較のため、JISA 5001 の M-25 規格の粒度にあうよう粒調加工が行なわれた。この試験施工の結果は路盤の現場 CBR、最大沈下量、表層のベンゲルマン試験結果とも表 5.14 のとおり、天然碎石に対して同等の性能が得られた。表層表面の縦断方向の凹凸量を測定した結果でもその標準偏差がスラグ側で 2.43 mm、碎石側で 2.87 mm と同等の結果が得られた。施工性についても水冷スラグとは異なり、鉄輪ローラ 2 往復、タイヤローラ 2 往復の転圧作業で締め固め度 95% 以上が確保でき、粒調碎石と遜色はなかった。本駐車場の約 2 年後の追跡調査では表層部と上層路盤との密着性が碎石に比較して徐冷スラグのほうが良好であり、徐冷スラグの掘削が容易ではなくスラグ路盤の水硬性が増していることが指摘されている²⁹⁾。その後の下水処理場内での試験舗装でも従来の天然碎石に比べて路盤材料として遜色のないことが指摘されており、より交通量の多い現道への試験舗装試験が実施されているところである。また建設省においても下水汚泥の建設資材としての利用方法確立のため、各種材料への利用マニュアルが作成され³⁰⁾、今後の再利用へ期待がもたれている現状である。

5.3 下水汚泥溶融システムの経済性解析

(1) 汚泥処理返流水を考慮した固形物収支について

+

表 5.11 徐冷スラグの物理試験およびコンクリート強度試験結果¹⁰⁾

試験項目 原形記号	絶対比重	表乾比重	吸水率 %	単位容積質量 kg/ℓ	粗粒率 F.M.	実積率 %	すりへり減量 %	コンクリート強度試験結果		
								圧縮強度 kg/cm ²		曲げ強度
								7日	28日	28日 kg/cm ²
A	2.68	2.69	0.361	1.73	7.29	64.5	38.0	124	156	27.2
B	2.69	2.69	0.301	1.74	7.29	64.9	36.9	156	200	30.3
C	2.82	2.83	0.247	1.80	7.29	63.8	37.0	167	217	26.8
D	2.72	2.72	0.233	1.78	7.29	65.6	35.4	128	170	26.5
平均	2.73	2.73	0.286	1.76	7.29	64.7	36.8	144	186	27.7
山砂	2.68	2.70	0.668	1.66	7.29	61.9	14.2	174	246	—
土木学会基準値	2.5以上	—	3.0以下	—	—	—	40以下	—	—	—
JIS A 5005 コンクリート用砕石	2.5以上	—	3.0以下	—	—	(2005) 55以上	40以下	—	—	—

※ 水セメント比 65%

表 5.12 水冷スラグの下路盤材料試験結果¹¹⁾

項目 原形記号	最大乾燥密度 g/cm ³	最適含水比 %	締固め度 %	修正CBR %	塑性指数	粒度調整材料修正CBR
A ●	1.714	11.6	95	16	N.P	20
B △	1.717	10.7	—	13	N.P	—
C ○	1.770	8.7	—	11	N.P	—
D ×	1.701	10.4	—	8	N.P	43
山砂 ◎	1.825	12.5	—	23	—	—
仕様規格値	—	—	95	20以上	4以下	20以上

+

表 5.13 徐冷スラグの路盤材料試験結果¹⁶⁾

試験項目	絶対比重	表乾比重	吸水率 %	すりへり減量 %	塑性指数	最大乾燥密度 g/cm ³	最適含水比 %	締固め度 %	修正CBR %
徐冷スラグ	2.78	2.79	0.357	32.1	N.P	2.381	4.8	95	106
粒調整石	2.61	2.63	0.816	23.1	N.P	2.162	7.0	95	89
JISA5001 道路用砕石	2.45以上	—	3%以下	1種 35%以下 2種 40%以下	—	—	—	—	* 80以上

※ アスファルト舗装要綱

表 5.14 徐冷スラグの路盤材料現場施工試験結果¹⁰⁾

項目 測 点		路 盤 工 現 場 C B R , ベ ン ゲ ル マ ン				表 層 工 ベ ン ゲ ル マ ン , 模 倣 プ ロ フ ィ ル			
		C B R %		含 水 比 %	最 大 沈 下 量 ¹⁾ mm	復 元 た わ む 法 に よ る ベ ン ゲ ル マ ン 試 験 復 元 た わ む mm	残 留 変 形 mm	最 大 凹 凸 量 mm	
		2.5 mm 貫 入	5 mm 貫 入						
徐 冷 ス ラ グ	No.1	20.1	21.7	23	4.0	1.4	0.3	5	
	No.3	40.1	47.3	22	2.8	1.7	0.5	5	
	No.5	23.0	31.0	3.1	4.8	0.5	0	3	
	No.7	26.3	31.8	4.0	5.4	3.3	0.9	3	
粒 調 整 石	No.9	13.5	18.0	4.2	6.2	0.9	0	4	
	No.11	9.5	11.8	4.2	6.2	3.4	0.9	3	

1) 輪加重 5 ton、内圧 65 kg/cm²、1.35 m 地点における最大沈下量 (ベンゲルマンたわみ量試験)

+

下水汚泥溶融システムについて、脱水ケーキ 36 t/d 規模の実証プラント実験による連続運転性、単位プロセス特性の確認、生成スラグの有効利用方法の検討などを行ってきた。その結果、溶融プロセスの連続運転性が確認され、生成スラグも徐冷スラグであれば道路路盤材として利用可能であることがわかった。この際多くのエンジニアリングデータを得たばかりでなく、溶融プロセスの熱経済性を一層向上させるため、溶融炉フリーボード部などからの蒸気回収をはかる機器開発も行ない、良好な成果を収めた。このように実用化にむけた研究開発により溶融プロセスが汚泥処理システムとして有効であることは認識されつつあるものの、やはり熱エネルギー経済性の問題や溶融スラグの利用用途の選択などの問題が指摘されている。このような問題に対して溶融プロセスを含むシステムの成立条件を検討することが当面の課題となろう。このような背景から、本節では汚泥処理システムに対して経済性評価を行なうものである。そのため、設計条件を定め共通の前提にたってシステム比較を行ない、システムコストに対する影響因子の効果として汚泥性状、残渣処理単価の影響などを検討した。また近年問題となりつつある汚泥処理系からの返流水についても汚泥処理プロセスの設計容量からの対応という観点にたち、これを考慮し得る固形物収支モデルを考え、設計の前提として用いた。

下水処理場においては、水処理システムで分離回収された汚濁物質はさらに汚泥処理システムで減容・安定化が行なわれることとなる。近年、とくに注意を喚起されているのが、この汚泥処理システムからの返流水の持つ汚濁負荷である。返流水負荷が、水処理の放流水質やプロセス効率などに影響を与え、さらには汚泥処理のプロセス性能に影響を及ぼしているものと推察される。我が国においては、井前が汚泥処理からの返流水の実態調査を行ない返流水負荷の算定を試みている³¹⁾。嫌気性消化方式（濃縮－消化－洗浄－脱水システム）では SS の返流水負荷は流入水負荷に対して平均 74%、BOD、T-N、T-P はそれぞれ 20%、65%、120% と算定され、水処理に対して種々の影響が指摘された。そして下水処理システムの物質収支モデルの検討から返流水対策として、イ）汚泥の集中処理、ロ）余剰汚泥と初沈汚泥の分離濃縮、ハ）返流水の別途処理を挙げている。さらに最近、栗林らは返流水負荷の実態把握から返流水個別処理効果について検討を加えている^{32) 33)}。返流水個別処理においては、返流水処理における除去率 r と返流水の水処理システムでの除去率 R' が共に高率であれば、放流負荷の減少が可能であることを物質収支モデルから示し、現実的な処理方法として循環法を提案している。また Lawler らは嫌気性消化脱離液の SS 負荷は流入負荷に対して平均 71% も占めている事を示し、消化脱離液を含む汚泥の効率的な濃縮・脱水の必要性を述べている³⁴⁾。

これらの返流水負荷に関する研究からすれば、返流水の別途処理は窒素・リンの除去を合わせて考える場合にはとくに有効であり、また汚泥処理各ユニットプロセスの固形物回収率・汚濁物質回収率の向上をめざすことも返流水負荷対策としては基本的な対応であると考えられる。さらにシステム設計の立場からみれば、現状の下水処理システム設計では返流水負荷を考慮に入れたリサイクル系としての設計・管理が不十分であるといえよう。これは下水道システムの建設が数十年オーダーにわたるように長期間を要することから、処理システムの充実も多段階にわたってなされるため、各ユニットの処理能力にアンバランスが生ずるケースがありうるという背景がありやむを得ない側面でもある。しかし処理能力が計画能力に近づくにつれて、返流水負荷が水処理性能に影響を与え、放流水質を維持し汚泥処理性能を確保する上で運転管理が困難となることが予想される。また、それに伴い汚泥処理プロセスの処理性能も汚泥の再循環の繰返しにより悪化していくこととなる。このように返流水負荷により水処理・汚泥処理の各システム性能は相

互影響を受け、能力限界の状況が生まれる。この状況を避けるためには、やはり下水処理システムにおいてもあらかじめ返流水負荷を考慮に入れた水処理系・污泥処理系の容量設計がまず必要であろう。そこで污泥処理システム評価を目的とする本節においても、污泥処理返流水による固形物循環を考慮に入れた設計を考える。固形物循環が污泥処理システム設計の条件設定に与える効果を把握できることを目的とした污泥処理返流水を考慮した固形物収支モデルの概要と計算フローを図 5.12 に示す。ユニット i における固形物収支は次式で示される。

$$S_i = \eta_i(1 - \varepsilon_i)(1 + \delta_i)S_{i-1} \quad (5.7)$$

$$G_i = \eta_i \varepsilon_i(1 + \delta_i)S_{i-1} \quad (5.8)$$

$$x_i = (1 - \eta_i)(1 + \delta_i)S_{i-1} \quad (5.9)$$

$$x_0 = \sum_{i=1}^n x_i \quad (5.10)$$

$$S_0 = S + x_0 \quad (5.11)$$

ただし、 S_i , G_i , x_i : i プロセスの流出固形物、分解生成物、返流固形物

η_i , ε_i , δ_i : i プロセスの固形物回収率、固形物分解率、調整助剤添加率

x_0 : システムへの全返流固形物

S : システムへの全流入固形物

以上のモデルはシステムのプロセス設計レベルを想定して記述したものであり、次に示す仮定をおいている。

1. システムは定常状態を仮定する。
2. 污泥処理各ユニットのプロセス性能を表わすパラメータ η_i , ε_i 等は、返流固形物量 x に対して、基本的に無関係とする。
3. 水処理システムからの污泥発生量の初沈／余剰污泥固形物比は一定とする。
4. 返流水は、システムの先端に返送し、放流水質の固形物濃度は污泥処理系の安全側として、零を仮定する。

ここで各ユニットのプロセス性能 η_i , ε_i 等を定めれば、システム全体の固形物収支は決定される。污泥処理システムフローが決定されればシステム全体の固形物収支をモデル化することは容易であるが、本システムの場合、用いられる可能性のあるユニットプロセスの数は多く種々の組み合わせが考えられる。また分離濃縮のようにプロセスを並列結合することも状況によっては生ずる。そのため各システムに対して固形物収支モデルを作成し、そのたびに解析解を求めることはかなり非効率である。そのため各ユニットの固形物収支を作成しておき、それを結合することによって各システムに対するモデルが考えられるようにし、返流水のない初期条件から繰り返し計算させることにより全体の固形物収支が決定されることとした。この方法は考慮する変数が多くなった場合にも対応できるため、有効な方法といえる。この計算フローは図 5.12 に併記した。なお固形物収支収束条件は 10^{-3} T/日とした。この固形物収支計算を行なう上での設定条件は、表 5.16 の污泥処理システム概念設計の前提条件に示している。

今回求めた污泥処理システムの固形物収支計算結果の一例を図 5.13 に示した。50 万人規模の合流式のシステムについて、消化プロセスを含めた場合の石灰薬注、高分子薬注システムを示している。単位プロセスの略号は図 5.14 等に示してある。この結果から污泥処理系単位プロセスからの返流水固形物負荷の循環により、処理の必要な固形物量は新規流入固形物量に比べてかなり増加することがわかる。例えば、No. 1 の合流式消化高分子薬注脱水システム (AD 系) では

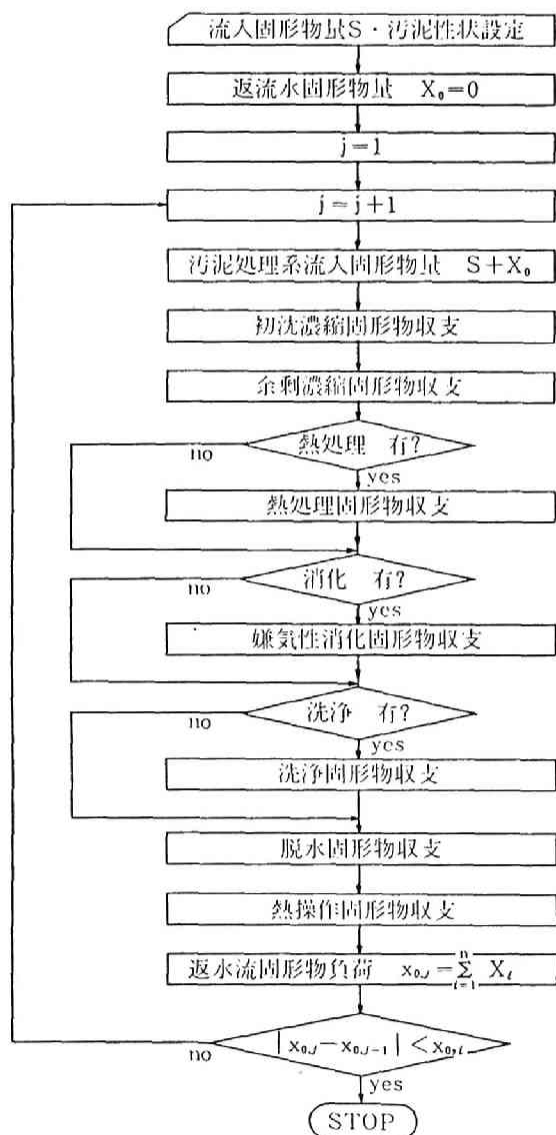
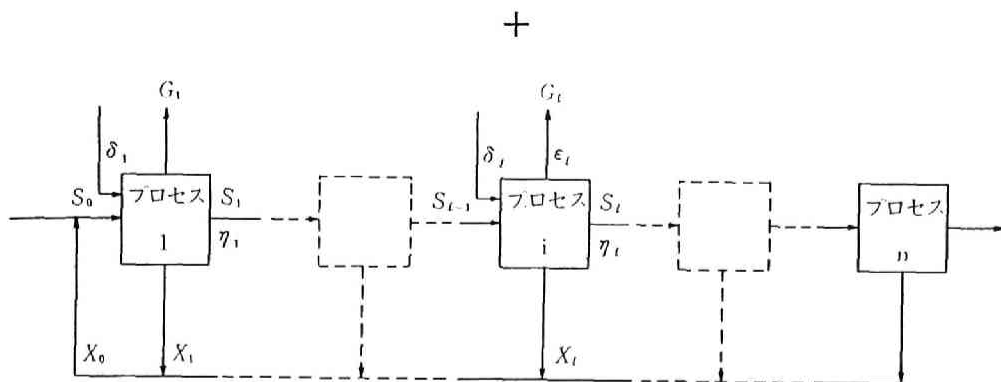
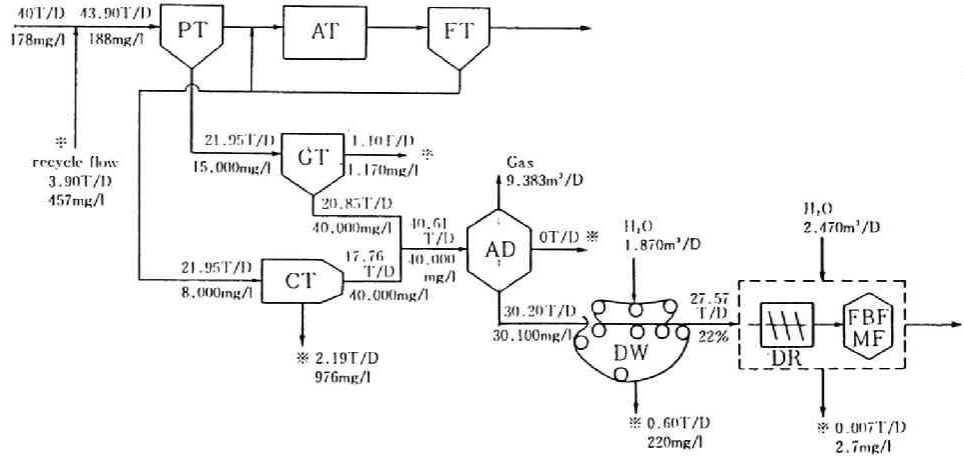


図 5.12 汚泥処理系の固形物収支モデルと収支計算フロー

+

(高分子薬注方式)



(石灰薬注方式)

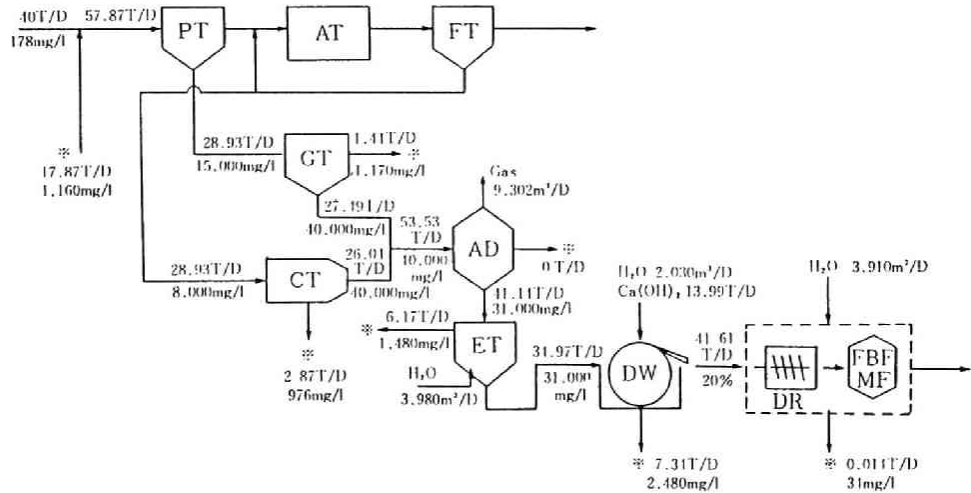
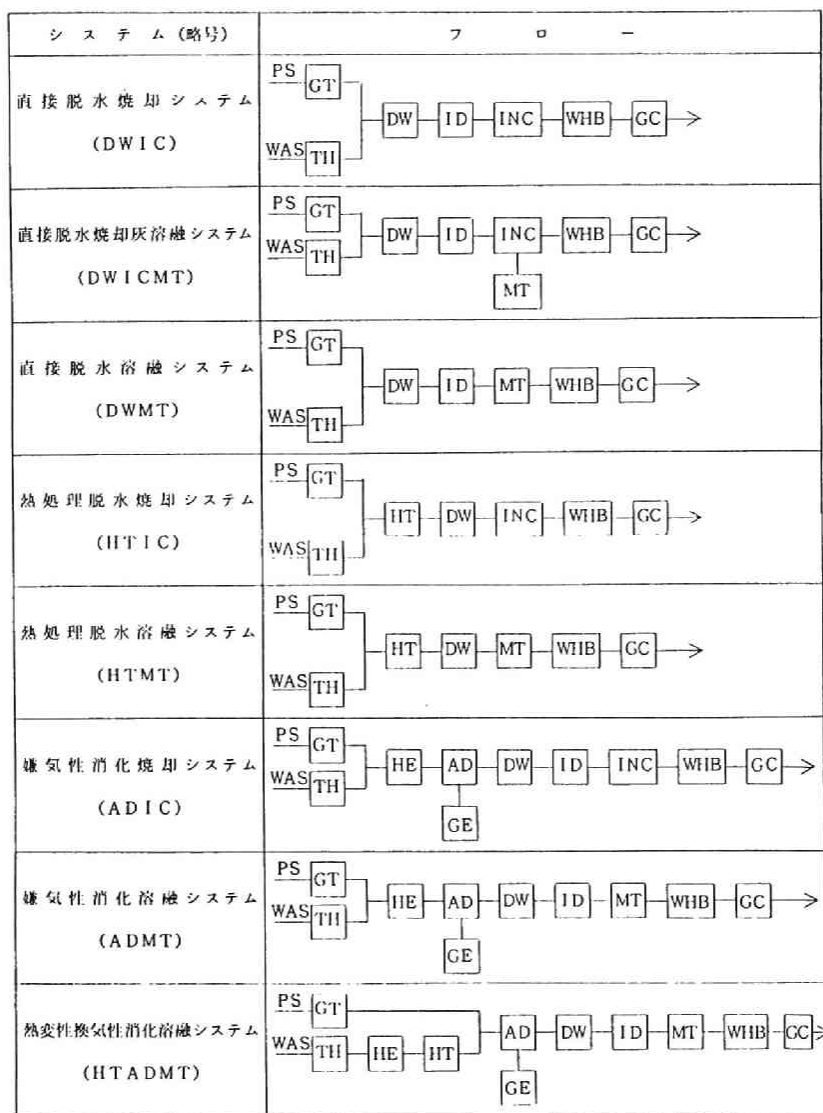


図 5.13 嫌気性消化系システムの固形物収支

+

+



PS : 初沈汚泥 WAS : 余剰活性汚泥 GT : 重力濃縮 TH : 機械濃縮 DW : 脱水
 HT : 熱処理 AD : 嫌気性消化 GE : ガスエンジン ID : 間接乾燥 INC : 焼却
 MT : 溶融 WHB : 廃熱ボイラ GC : ガス処理 IIE : 熱交換

図 5.14 比較検討する基本システム

+

流入固形物 40 t/d に対して、返流固形物 3.90 t/d と約 1 割の増加となっている。この傾向は無機石灰薬注系のシステムで顕著であり、消化無機薬注脱水システムでは同じく 40 t/d の流入固形物に対し約 18 t/d と 40% 近い返流固形物となっている。この返流固形物は処理対象物として汚泥処理系に付加されるため、あらかじめこの量を考慮して設計を行えば従来の設計に比べてかなり大きな設備容量・能力が必要となることが予想される。先にも述べたとおり、この返流負荷を加味した汚泥処理系の設計は循環系システムの設計として今後必要であろう。参考までに固形物収支計算結果として、各システムの脱水ケーキ性状を表 5.15 に示す。さらに今回取り上げた固形物負荷だけではプロセス性能に与える影響を考える上で不十分であり、今後は他の汚濁物指標 (COD, N, P 等) の影響を動的に考慮し得るモデルが必要となろう。

(2) 概念設計の前提条件とシステム代替案

ここでは汚泥処理システムとして種々の代替案を取り上げ、概念設計条件を設定した上で第 3 章式 (3.51) ～ (3.58) に述べた経済性評価を試みる。ここでの焦点はシステムコストを支配する要因の抽出、エネルギー収支がシステムコストに与える影響、汚泥の燃料性状と経済性との関係などである。汚泥処理システムコストは地域性・社会背景、汚泥の質的特性や電力・燃料などのユーティリティコスト、最終処分形態などに大きく左右される。そのため異なる地域特性・社会背景を前提とした設計による結果を比較することは困難であり、どうしても今回のように共通の前提条件を仮定した上での設計結果の比較検討が重要となる。とくに今回は前節で述べた実証実験を行ったばかりの溶融プロセスを含めた汚泥処理システムを取り上げ、溶融プロセスを含むシステムの成立条件を探ることとする。

今回考えるシステム設計の前提条件を表 5.16 に示した。下水量・汚泥量などの原単位をはじめ汚泥性状に対する仮定は我が国の実情に近いと考えられる値を設定した^{35)~38)}。表 5.16 で注意を要するのは表中の値は全て処理システムへ新たに流入する汚濁物質に対する値であり、最初沈殿池への流入ではない点である。初沈への流入性状は、汚泥処理系からの返流水により左右されるため、上に述べた固形物収支モデルにより決定されることとなる。つぎに検討対象とした基本システムを図 5.14 に示した。基本システムは初沈・余剰の混合生汚泥を直接脱水した後焼却、溶融あるいは焼却後溶融するシステム (DWIC, DWMT, DWICMT)、混合生汚泥を熱処理 (160℃ 好気性)、加圧脱水後焼却または溶融するシステム (HTIC, HTMT)、そして混合生汚泥を嫌気性消化し発生メタンガスをガス発電利用する一方、消化汚泥を脱水後焼却または溶融するシステム (ADIC, ADMT) を考えた。さらに基本システムとして近年開発の進んでいる嫌気性消化の前処理として熱処理システムを負荷する熱変性嫌気性消化システムを溶融プロセスと結合するシステム (HTADMT) を追加している³⁹⁾。全システムとも最終処分地に制約のある大都市圏を前提として、焼却・溶融といった熱操作プロセスを含んでおり、熱操作プロセスからの熱回収蒸気利用を考えている。この基本 8 システムに対して、表 5.16 に示したとおり人口規模として 50 万人規模、下水排除方式として合流式、脱水調質薬注方法として高分子薬注法、無機薬注法、濃縮汚泥濃度を 4% として設計することとした。システム設計に際し必要となる各ユニットプロセスの設計前提条件を表 5.16 に併記した^{35)~42)}。ユニットプロセスとしては、濃縮 (重力、遠心、浮上)、嫌気性消化 (ガスエンジン発電を含む)、熱処理、脱水 (高分子薬注・ベルトプレス、石灰薬注・真空脱水、熱処理・加圧脱水)、乾燥、焼却 (流動床炉)、溶融 (コークスベッド方式、灰溶融方式)、廃熱ボイラ、専焼ボイラ、廃ガス処理を取り上げ、設計仕様を設定した。今回の設定汚泥処理システムではエネルギーフローの設定に数多くのオプションが考えられる。すなわち消化ガスのエネルギー利用方法、焼却・溶融の廃熱利用方法などには種々の方

表 5.15 各システムの脱水ケーキ性状・固形物収支計算結果

	脱水ケーキ量 〔t/d〕	固形物量 〔t/d〕	含水率 〔%〕	有機分率 〔%〕	高位発熱量 〔kcal/kg-DS〕	低位発熱量 〔kcal/kg-WS〕	炉投入含水率 〔%〕
直接脱水焼却（高分子薬注）システム : DWIC	167	40.0	76	65.0	3,580	340	68
直接脱水焼却灰溶融（高分子薬注）システム : DWICMT	167	40.0	76	65.0	3,580	340	68
直接脱水溶融（高分子薬注）システム : DWMT	167	40.0	76	65.0	3,580	340	40
熱処理脱水焼却システム : HTIC	75	37.3	50	62.4	3,430	1,300	50
熱処理脱水溶融システム : HTMT	75	37.3	50	62.4	3,430	1,300	50
消化脱水焼却（高分子薬注）システム : ADIC	135	29.6	78	52.7	2,900	130	62
消化脱水溶融（高分子薬注）システム : ADMT	135	29.6	78	52.7	2,900	130	40
熱変性消化脱水溶融（高分子薬注）システム : HTADMT	96	26.9	73	47.9	2,630	220	40
直接脱水焼却（石灰薬注）システム : DWIC	274	60.3	78	43.1	2,370	20	58
直接脱水焼却灰溶融（石灰薬注）システム : DWICMT	274	60.3	78	43.1	2,370	20	58
直接脱水溶融（石灰薬注）システム : DWMT	274	60.3	78	43.1	2,370	20	45
消化脱水焼却（石灰薬注）システム : ADIC	208	41.6	80	32.7	1,800	-140	50
消化脱水溶融（石灰薬注）システム : ADMT	208	41.6	80	32.7	1,800	-140	45
熱変性消化脱水溶融（石灰薬注）システム : HTADMT	150	37.5	75	29.1	1,600	-80	45

表 5.16 No.1 汚泥処理システム概念設計条件

設 計 条 件	
シ ス テ ム 前 提 条 件 CS 1 CS 2	下水処理量単位 450 ℓ /capita \cdot d
	汚泥固形物発生量単位 80 g - DS/capita \cdot d
	初沈/余剰汚泥発生比 1 : 1 (DS比)
	初沈発生汚泥 (PS) 濃度 1.5 %
	終沈余剰汚泥 (WAS) 濃度 0.8 %
	汚泥有機分率 (合流式) 60 % (PS), 70 % (WAS)
	汚泥高位発熱量 5,500 kcal/kg-VS
	汚泥元素組成 (対有機物比) 炭素48%, 水素7%, 窒素7%, 硫黄1%, 酸素37%
	処 理 規 模 人口50万人, 下水処理量 22.5 万 m^3 /d, 汚泥固形物量 40ton-DS/d
濃 縮 CS 3 CS 4	汚 泥 濃 度 : 4 % (PS : 重力濃縮, WAS : 遠心濃縮)
	初沈汚泥重力濃縮 固形物負荷 90kg/ $m^2 \cdot$ d SRT 12hr
	余剰活性汚泥遠心濃縮 固形物回収率 95%
	固形物回収率 90%
嫌 気 性 消 化 CS 5 CS 6 CS 7 CS 8 CS 9 CS 10 CS 11 CS 12	ガス発生量 PS : 1.00 Nm^3 /kg-VS destroyed, WAS : 0.75 Nm^3 /kg-VS destroyed
	有機物分解率 PS : 50%, WAS : 30% (無変換型), WAS : 50% (熱変性型)
	消 化 日 数 20days
	メタン濃度 65 %
	消化ガス発熱量 5130 kcal/ Nm^3
	大 気 温 度 20 $^{\circ}C$
	消化槽必要熱量 : (汚泥加温熱量) + (槽壁放散熱量)
	ガスエンジンエネルギー効率 (消化ガス全量発電を仮定) 電力30%, 蒸気20%, 温水30%
	消化汚泥処理法 生汚泥濃度 4 % : 全量脱水
脱 水 ・ 熱 処 理 CS 13 CS 14 CS 15 CS 16 CS 17 CS 18 CS 19 CS 20	◆高分子薬注方式 脱水機 : ベルトプレス方式
	混合生汚泥
	汚泥濃度 4.0 %, ろ過速度 150 $kg/m^2 \cdot hr$
	ケーキ含水率 76.0 %, 薬注率 0.6 %, 固形物回収率 98%
	嫌気性消化汚泥
	汚泥濃度 4.0 %, ろ過速度 130 $kg/m^2 \cdot hr$
	ケーキ含水率 78.0 %, 薬注率 0.7 %, 固形物回収率 98%
	熱変性嫌気性消化汚泥
	汚泥濃度 4.0 %, ろ過速度 130 $kg/m^2 \cdot hr$
	ケーキ含水率 73.0 %, 薬注率 0.7 %, 固形物回収率 98%
	◆石灰薬注方式 脱水機 : 真空脱水機
	混合生汚泥 嫌気性消化汚泥 熱変性消化汚泥
	汚泥濃度 (%) 40 30 28
	ろ過速度 ($kg/m^2 \cdot hr$) 12.0 10.0 10.0
	ケーキ含水率 (%) 78.0 80.0 75.0
	薬注率 $Ca(OH)_2$ (%) 40.0 40.0 40.0
	$FeCl_3$ (%) 7.0 10.0 10.0
	固形物回収率 (%) 85 85 85
	嫌気性消化汚泥は洗浄プロセス (固形物回収率95%, 洗浄水倍率3.0) を用いる。
	◆熱処理方式 脱水機 : フィルタープレス
	ろ過速度 3.5 $kg/m^2 \cdot hr$, ケーキ含水率 50.0 %, 固形物回収率 95%
	熱処理条件 温度 160 $^{\circ}C$, 反応時間 60 min
	使用蒸気 15 kg/cm^2 , 197 $^{\circ}C$ 飽和 ($i = 666.2$, $i' = 200.8$ kcal/kg)
	固形物可溶化率 有機分率に対して10%

表 5.16 No.2 汚泥処理システム概念設計条件（つづき）

乾燥機	乾燥機：間接加熱型蒸気乾燥機 乾燥汚泥含水率 乾燥系…乾燥機の自燃条件を満足するか、補助燃料最小となる条件 乾燥排ガス 溶融系…40%（石灰系のみ45%） 温度 85℃、相対湿度 70%（0.58 kg-H ₂ O/kg-DA） スクラバー除湿、燃料用空気利用 使用蒸気 10kg/cm ² 、175℃飽和蒸気 （i = 666.1, i' = 181.2 kcal/kg）
焼却・溶融機	焼却機：流動床式 燃焼温度 800℃、火が負荷 35 万 kcal/m ² ・hr、空気比 1.30 温度制御…排ガス循環、放熱…入熱の 5% 溶融機：(1) コークスベッド方式（乾燥汚泥直接溶融方式） 溶融機ベッド層温度 1,500℃±50℃ 溶融機フリーボード層 850℃（水管が体ボイラ方式） コークス層の空塔速度 30 N m ³ /m ² ・min (2) マイクロ波溶融方式（焼却灰溶融方式） 溶融スラグ温度 1,450℃ マイクロ波発生効率 80%、マイクロ波吸収効率 70%
蒸気ボイラ	蒸気条件：熱処理システム 15 kg/cm ² 、197℃飽和（i = 666.2, i' = 200.8 kcal/kg） 他のシステム 10 kg/cm ² 、179℃飽和（i = 663.1, i' = 181.2 kcal/kg） 出口排ガス条件 250℃ 給水量 フラッシュロスは考えずブロー量のみ（発生スチームの4%） 給水エンタルピー 75℃ 清浄剤（防錆用のアルカリ剤）：給水量の1%、脱酸剤（50%ヒドランジ）：給水量の3%
専焼ボイラ	システム内で蒸気バランスが負となる場合は、専焼ボイラにより蒸気供給を行なうものとする。 蒸気条件：システムにより設定（既述の通り） 使用燃料：灯油 発熱量 10,500 kcal/kg 密度 0.8 kg/ℓ 熱効率：0.85
排ガス処理	排ガス処理方式は下記の組み合わせにより行ない煙突より排出するものとする。 サイクロン、スクラバー除湿冷却、アルカリ吸収、電気集塵機（乾式） なお、排ガス処理条件はばいじん 0.05 g/N m ³ 以下 SOx 20ppm以下 NOx 120ppm以下 白煙発生防止方法 結露後の排ガスを予熱空気と混合するものとし、空気予熱はSAH方式。 白煙防止条件は温度 0℃、相対湿度70%にて白煙発生をみないものとする。
ユーティリティ単価	電力 20 yen/kwh 燃料 灯油 70 yen/ℓ、コークス 32 yen/kg（20～32 yen/kg） 上水 150 yen/m ³ 薬剤 高分子凝集剤 1,600 yen/kg、消石灰 31 yen/kg、塩化第1鉄（38%）31 yen/kg、 砕石 5 yen/kg、石灰石 5 yen/kg、清浄剤 900 yen/kg、脱酸剤 1,200 yen/kg、 カセイソーダ（48%）48 yen/kg 流動砂 25 yen/kg 灰処分費 5,000 yen/ton（スラグ 0 yen/ton） 人件費 500 万 yen/capita・y 補修費 土木・建築 0.5%/y、機械・電気 1.0%/y 管理費（人件費+補修費）の8%

法があり、かつ全体のシステムの中で各々の利用方法が密接に関連しあうため、エネルギーフローに対する概念設計方針を決定する必要がある。そのため表 5.16 の前提条件に加えて、以下のようなエネルギーフローの設計方針をおく。この設計方針は第 2 章以下で触れている汚泥処理系内の自然条件、スチーム収支などのエネルギー収支を考慮したエネルギーインテグレーションを行うことに他ならない。

1. メタンガス回収を行なう場合は発生メタンガスは全量ガス発電し、エンジン廃熱からスチーム・温水回収を行なうものとし、可能であればシステム内で利用する。
2. 熱処理プロセスは熱処理条件（温度、反応時間等）を設定し、これに必要なスチームを焼却・溶融の廃熱ボイラ（WHB）で発生するスチームで賄い、不足するケースはバケージボイラ（PB）によりスチーム供給を行なう。熱処理に乾燥を付加するシステムは原則として考えない。
3. 焼却系システムでは焼却プロセスの自然条件を満たすか、焼却炉での助燃料を最小とするよう乾燥プロセスを付加して脱水ケーキの乾燥を行なうものとする。乾燥プロセス等の熱源は焼却廃ガス保有熱を WHB により回収したスチームを用い、スチーム収支が負となる場合（使用スチームが回収スチームを上回る場合）、灯油燃料を用いる専焼ボイラによりシステム全体のスチーム収支を満足させるようスチーム供給を行なう。
4. 溶融系システムでは溶融高温ゾーン維持のため溶融プロセスへのエネルギー投入を前提として考え、乾燥プロセスは溶融過程における水分負荷・汚泥形状の制約から付加するものとする。そのため溶融系システムにおける乾燥プロセスは焼却系とは異なり、溶融炉の熱収支に関係なく設置するものとする。
5. システム全体のエネルギー収支に対しては上の 1～4 を原則として個々のプロセスの熱収支を満足させた上で全体のスチーム収支を調整するものとする。
6. 最後に溶融系システムにおいて、コークス量を溶融ゾーンの熱収支から決定した場合、全体のスチーム収支が負となる場合がある。この場合不足スチームを灯油専焼ボイラによる発生スチームにより賄うか、溶融炉へのコークス投入により WHB からスチーム供給するかのいずれかの方法がある。今回は一応、専焼ボイラを原則とするが、後で両者の比較検討も行なう。

（3）汚泥処理システムのエネルギーフローに関する検討

さきに示した各処理システムと設計前提条件に対して、汚泥処理システムの概念設計を行なった。設計結果のまとめとして、計 14 システムの物質収支フローを Appendix 2 No.1～No.14 に示している。50 万人規模の合流式システムに対する 14 システムの比較検討を行なうが、今回取り上げたシステムはそれぞれ消費・産出エネルギーの形態・量に特徴がある。また電力や燃料などの消費エネルギー、電力・蒸気などの産出エネルギーの評価はプラントの立地条件などにより異なることも予想されるため、各システムのエネルギーフローの設計に関して十分な検討と処理コストへの影響を考察していくことが重要となる。そこでまず各システムの概念設計結果に基づき、エネルギーフローの特質を整理することとする。14 システムに対する消費スチームと発生スチームの内訳、石油消費量、コークス消費量などのエネルギー諸量を表 5.17 に示した。

直接脱水系（DW 系）では焼却あるいは溶融プロセスに前置する乾燥機と排ガスの白煙防止用空気予熱器でスチームを消費する。この消費スチームは焼却・溶融プロセスに後置した廃熱ボイラにより発生したスチームで賄われる。高分子薬注系は焼却・溶融ともスチーム収支は正となり、余剰スチームが発生する。これは高分子薬注汚泥の燃料性状が高位発熱量で約 3600 kcal/

表 5.17 システムのエネルギー収支

			50 C P 4								50 C I 4					
			DWIC	DWICMT	DWMT	HTIC	HTMT	ADIC	ADMT	HTADMT	DWIC	DWICMT	DWMT	ADIC	ADMT	HTADMT
電力収支	消費電力	kwh/d	18,039	27,807	18,235	18,742	17,300	17,692	18,045	14,618	30,940	56,962	26,905	30,837	26,280	20,741
	$\Sigma Q_j^{E_i}$	Gcal/d	44.20	68.13	44.68	45.92	42.39	43.35	44.21	35.81	75.80	139.56	65.92	75.55	64.39	50.82
	発生電力	kwh/d	0	0	0	0	0	16,779	16,779	20,448	0	0	0	16,663	16,663	20,110
	$\Sigma Q_j^{E_o}$	Gcal/d	0	0	0	0	0	41.11	41.11	50.10	0	0	0	40.82	40.82	49.27
	電力収支	kwh/d	18,039	27,807	18,235	18,742	17,300	913	1,266	-5,830	30,940	56,962	26,905	14,174	9,617	631
スチム収支	Q^E	Gcal/d	44.20	68.13	44.68	45.92	47.39	2.24	3.10	-14.29	75.80	139.56	65.92	34.73	23.57	1.55
	熱処理	t/d	0	0	0	130	130	0	0	56	0	0	0	0	0	75
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	0	0	0	60.50	60.50	0	0	26.06	0	0	0	0	0	34.91
	乾燥機	t/d	63	63	152	0	0	84	129	84	194	194	251	186	200	126
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	30.40	30.40	73.25	0	0	40.48	62.17	39.09	93.49	93.49	120.96	89.63	96.38	58.64
	ガス処理	t/d	8	8	12	7	12	5	8	7	8	8	15	4	9	8
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	3.86	3.86	5.78	3.26	5.58	2.41	3.86	3.26	3.86	3.86	7.23	1.93	4.34	3.72
	焼却炉燃焼ボイラ	t/d	102	102	247	123	237	61	149	132	102	102	266	53	145	131
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	49.15	49.15	119.02	57.24	110.30	29.40	71.80	61.43	49.15	49.15	128.19	25.54	69.88	60.97
	発電炉燃焼ボイラ	t/d	0	0	0	0	0	16	16	20	0	0	0	16	16	19
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	0	0	0	0	0	7.71	7.71	9.31	0	0	0	7.71	7.71	8.84
	炉内ボイラ	t/d	0	0	0	14	0	12	0	0	100	100	0	121	48	59
	$Q_j^{S_o}$	Gcal/d	0	0	0	6.52	0	5.78	0	0	48.19	48.19	0	58.31	23.13	27.46
	スチム収支(余剰スチム)	t/d	31	31	83	0	95	0	28	5	0	0	0	0	0	0
燃料消費	Q^S	Gcal/d	14.94	14.94	40.00	0	44.21	0	13.50	2.33	0	0	0	0	0	0
	石油消費	t/d	0	0	0	1,160	0	970	0	0	8,240	8,240	0	9,970	3,950	4,890
	Q^{F_o}	Gcal/d	0	0	0	9.74	0	8.33	0	0	69.22	69.22	0	83.75	33.18	41.08
	コークス消費	t/d	0	0	13.2	0	14.0	0	9.9	9.0	0	0	21.1	0	14.9	13.4
	Q^{F_c}	Gcal/d	0	0	89.76	0	95.20	0	67.32	61.20	0	0	143.48	0	101.32	91.12
	エネルギー収支 Q'	Gcal/d	44.20	68.13	134.44	55.66	132.59	10.56	70.42	46.91	145.02	208.78	209.40	118.48	158.07	133.75
	(余剰スチム評価値)	t/ds 当	132	203	400	166	395	31	210	139	432	621	623	353	470	398
	エネルギー収支 Q	Gcal/d	29.26	53.19	94.44	55.66	93.38	10.56	56.92	44.58	145.07	208.78	209.40	118.48	158.07	133.75
	(余剰スチム評価値)	t/ds 当	87	158	281	166	278	31	169	133	432	621	623	353	470	398

※ オイル換算量として汚泥固形物 1 ton あたりの消費量を表す。

kg-ds、含水率 76% と比較的高いことから、焼却炉の自燃バランスあるいは溶融炉の溶融ゾーン熱収支を考慮すれば、WHB で十分なスチーム発生があり乾燥用スチームの必要量を満足させることによる。これに対し石灰薬注系の場合、焼却システムでは焼却炉の自燃性状を得るためには含水率 58% まで乾燥する必要があり、これに必要なスチームは焼却炉廃熱スチームでは賅い切れず、専焼ボイラによるスチーム供給が必要となっている。そのため石灰薬注系の DWIC システムでは 8000 ℓ /d (200 ℓ /tds) 以上の灯油消費となる。DW 系の石灰薬注の溶融システムでは処理固形量が多く、脱水ケーキ含水率も 79% と比較的高いことから乾燥必要スチームは他に比べて非常に多い。しかも溶融ゾーンの熱収支を満たすためには、汚泥灰分量が多いこともありコークス消費量は高分子薬注系の約 1.5 倍となっている。そのため WHB 回収スチームも多く、丁度必要スチーム量とバランスしている。このケースはあくまで溶融ゾーンの熱収支によりコークス量は決定されており、後に述べるような全体のスチーム収支を均衡させるためのコークス投入ではないことに注意を要する。

つぎに熱処理系 (HT 系) では汚泥の熱処理反応にスチーム消費が必要であり、この必要スチームを焼却・溶融系の廃熱ボイラあるいは専焼ボイラにより供給することとなる。溶融システムでは溶融炉廃熱ボイラより十分なスチーム発生がありスチーム余剰となるが、焼却システムでは焼却炉では自燃性状となるものの熱処理用スチームは廃熱ボイラにより全て賅い切れず、専焼ボイラの灯油使用が約 30 ℓ /tds とわずかながら必要となる。

メタン発酵系 (AD 系) では消化槽の加温用熱源はガスエンジン冷却、排ガスクラバーにより得た温水を使用するため、システムの必要スチームは乾燥および排ガス処理用となる。一方、発生スチームは焼却・溶融排ガスの廃熱ボイラと、場合によってはメタンガスエンジン排ガスの廃熱ボイラより供給される。高分子薬注系の焼却システムの場合、メタン発酵により汚泥固形物発熱量が約 2900 kcal/kg と低下していることから、焼却排ガスの廃熱ボイラにおける発生スチームが少なく、発酵系の廃熱ボイラの発生スチームを加えても 77 ton/d と必要スチーム量 89 ton/d に不足するため、約 1000 ℓ /d の灯油消費により専焼ボイラからスチーム供給することとなる。一方、溶融システムでは溶融廃熱ボイラのみで必要スチーム量を賅え、わずかながら余剰スチームが発生する。そのため、ガスエンジン排ガスの廃熱ボイラは設置しない設計としている。これに対し AD 系の石灰薬注システムでは、焼却、溶融とも焼却・溶融系、発酵系両方の廃熱ボイラ発生スチームを加えても大きくスチーム不足となり、専焼ボイラによるスチーム供給を行なっている。これは汚泥の燃料価値が低く、焼却炉の自燃性状を得るためにはスチーム収支が負 (乾燥等消費スチームが WHB を上回る) となること、溶融炉の溶融ゾーン熱収支均衡用コークスのみではスチーム収支が負となることによる。とくに溶融システムとして溶融ゾーンの熱収支を考慮したコークスのみでシステム全体のスチーム収支を正とできないケースは稀であり、石灰薬注系の ADMT, HTADMT のみである。この不足スチームを供給する方法として、ここでは専焼ボイラでの灯油消費を考えたが溶融炉にコークスを追加投入する方法もあり、後でこの方法も検討する。熱変性メタン発酵を溶融と組み合わせた HTADMT システムでは余剰汚泥の熱処理、脱水汚泥の乾燥、白煙防止用予熱機にスチームを消費する。高分子薬注系ではほぼ発生スチームと収支がとれるが、石灰薬注系ではやはり ADMT と同様、スチーム不足となり専焼ボイラによる灯油消費がみられる。本システムは溶融系で発生する余剰スチームを利用して汚泥の熱処理を行ない、後続のメタン発酵を効率化しようとするものであるが、石灰薬注により汚泥の燃料価値が下がり十分なスチーム発生がみられない場合はさらにスチーム供給のためのエネルギー投入が必要になることを示している。

+

50万人合流式条件の各システムをスチームフローと燃料消費の面から整理してきたが、つぎに電力の消費・発生について検討する。各システムとも消費電力はプロセス別に所要機器をリストアップし、その電気容量から稼働時間・実効を考慮した上で積算することにより求めている。消費電力内訳から特徴的な点はDWICMTシステムにおいて消費電力が突出していること、高分子系に比べて石灰系の方が全システムで電力消費の大きいことが挙げられる。第一点はDWICMTシステムでは焼却灰の溶融にマイクロ波（電磁波）を照射することにより、電気的振動を起こさせ自己発熱溶融させるため、マイクロ波発生に多くの電力消費を伴うためである。第二点はすでに述べているとおり、石灰系のシステムでは石灰薬注とそれを含めた汚泥循環があることから、処理固形物量が増大していることが大きな理由であり、また真空脱水機の電力原単位が約130 kWh/tdsと高分子系のベルトプレス脱水機の約60 kWh/tdsに比べて大きいことも理由として挙げられる。このような電力消費に対して、メタン発酵系のシステムでは発酵ガスのエンジン発電を行なうことから電力発生がみられる。そこで電力の消費・発生から各システムの電力収支をとれば、表5.17のとおり高分子系のHTADMTシステムでは電力収支が負（消費側を正としている）、すなわちシステムとして電力生産となっていることがわかる。発酵系列のシステムではいずれも他のシステムに比べて電力収支量は小さくなっている。

このように各汚泥処理システムはエネルギー回収方法・消費エネルギー形態によりそれぞれ特徴のあるエネルギーフローとなっている。システムの消費エネルギーとして電力、石油、コークスがあり、産出エネルギーとして電力、蒸気がある。このように質の異なるエネルギーを評価するため、第1章と同様、つぎのようなエンタルピー換算を行なった上で系全体のエネルギー収支を考える。すなわち、システムのエネルギー収支量 E_i は電力収支量、スチーム収支量、燃料消費量をそれぞれエンタルピー量として E_e , E_s , E_f とすると、

$$E_i = E_e + E_s + E_f \quad (5.12)$$

$$E_e = \sum_{j \in I} (E_{ei_j} - E_{eo_j}) \quad (5.13)$$

$$E_s = \sum_{j \in I} (E_{si_j} - E_{so_j}) \quad (5.14)$$

$$E_f = \sum_{j \in I} (E_{fi_j} + E_{fo_j}) \quad (5.15)$$

ただし、 E_{ei_j} , E_{eo_j} : j プロセスの消費、回収電力の換算エンタルピー [kcal/d]

E_{si_j} , E_{so_j} : j プロセスの消費、回収スチームの換算エンタルピー [kcal/d]

E_{fi_j} , E_{fo_j} : j プロセスの消費コークス、石油の換算エンタルピー [kcal/d]

ここで、電力は2450 kcal/kwh（変換効率35.1%に相当）にて換算し、蒸気は飽和蒸気エンタルピー i 、飽和ドレンエンタルピー i' の差 $(i-i')$ kcal/kgで評価し、燃料は低位発熱量 q kcal/kgとして評価するものとした。このときプロセス j の電力、蒸気、燃料のエンタルピー E_{e_j} , E_{s_j} , E_{f_j} は電力量 KWH_j kWh/d, 蒸気量 S_j kg/d, 燃料 F_j kg/dとすれば、

$$E_{e_j} = 2540 KWH_j \quad (5.16)$$

$$E_{s_j} = (i - i') S_j \quad (5.17)$$

$$E_{f_j} = q F_j \quad (5.18)$$

+

ただし、 i, i' は 10 kg/cm^2 , 179°C 飽和の場合、 $i = 663.1$, $i' = 181.2$, 15 kg/cm^2 , 197°C 飽和の場合、 $i = 666.2$, $i' = 200.8$ を用い、 q はコークスに対して $q = 6800 \text{ kcal/kg}$ 、灯油に対して $q = 10500 \text{ kcal/kg}$ とした。

(5.12) ~ (5.18) 式により求めた E_i は、(5.14) 式により発生スチームをすべて含めているため、システムで余剰スチームが発生する場合は余剰スチームをエネルギー評価していることになる。今回の設計ではシステム全体のスチーム収支はバランスするか、あるいは余剰となるようエネルギー投入をはかっているため、 $E_s \leq 0$ となる。そのため、システムの余剰スチームをエネルギー評価に含めない場合のエネルギー収支量 E_1' は、

$$E_1' = E_e + E_f \quad (5.19)$$

で示されることとなる。

このような方針の下で 14 システムのエネルギー収支を求めた結果が図 5.15 であり、表 5.17 にも併記した。縦軸はエネルギー収支量として Gcal/d の単位で示し、正の方向がエネルギー消費を意味するが、図 5.15 ではすべて正の値となっているためエネルギー収支量はエネルギー消費量に置き換えることができる。まず石灰薬注系では焼却システム、熔融システムともシステム内の必要スチームが多く専焼ボイラによるスチーム供給を行なっているため、余剰スチームは発生せず、 E_i, E_1' は同じ値となっている。(ただし DWMT は専焼ボイラなしで丁度収支がっている。) そして熔融システムであっても、メタン発酵あるいは熱変性メタン発酵と組み合わせる (ADMT, HTADMT) ことにより、直接脱水・焼却 (DWIC) システムと消費エネルギーはほぼ同等あるいは低下することとなる。また灰熔融の DWICMT システムは高分子系では DWMT よりエネルギー消費が少ないものの、石灰系では灰分が多く電力消費が多いため、DWMT とほぼ同レベルのエネルギー消費となっていることがわかる。一方、高分子薬注系では専焼ボイラにより供給を行なう HTIC, ADIC システムを除いてスチーム余剰となる。そのため、余剰スチームのエネルギー評価の有無によりエネルギー収支量は変化することがわかる。熔融系では DWMT で約 40 Gcal/ (オイル換算約 120 tds) の余剰スチームがあり、他システムに比べて大きなエネルギー消費量であるが、ADMT システムでメタン発酵により電力回収を行ないスチーム収支が均衡してくると全体のエネルギー消費量は低下し、さらに HTADMT システムで熱処理に余剰スチームを用いメタン発酵の効率化を図ることにより、一層エネルギー消費量は低下する。そのため HTADMT のエネルギー消費は約 50 Gcal/d (オイル換算約 150 tds) と直接焼却系と同程度まで低下している。焼却系では ADIC システムが約 13 Gcal/d (オイル換算 40 tds) と非常に熱効率のよいシステムとなっている。これはすでに述べているとおり、メタン発酵-ガス発電により電力回収する一方で有機物分解により発熱量は低下するが、乾燥-焼却系で自燃性状を得るためのスチーム収支がほどよくバランスし、約 1000 tds (約 25 tds に相当) とわずかなオイル消費で済むことが大きな理由である。

14 システムのエネルギー収支について以上の結果をまとめれば、第一に余剰スチームのエネルギー評価の有無がシステムのエネルギー評価に影響する。余剰スチームの利用が不可能な場合、汚泥性状やシステムの制約条件 (例えば焼却炉の自燃条件等) を考えて余剰スチーム発生を極力抑える設計がエネルギー評価の面からは必要となる。第二に石灰薬注系のエネルギー消費は、他のシステム構成が同じものとすれば、高分子薬注に比べて 2 倍以上となる場合が多い。これは石灰薬注-真空脱水の電力消費が大きいことに加え、固形物循環を考慮した容量設計を行なったことが大きな理由である。第三にエネルギー収支面からはメタン発酵を含めたシステムが直接脱水系・熱処理系のシステムに比べて有利となっている。これはメタン発酵ガスの利用方式がエンジ

+

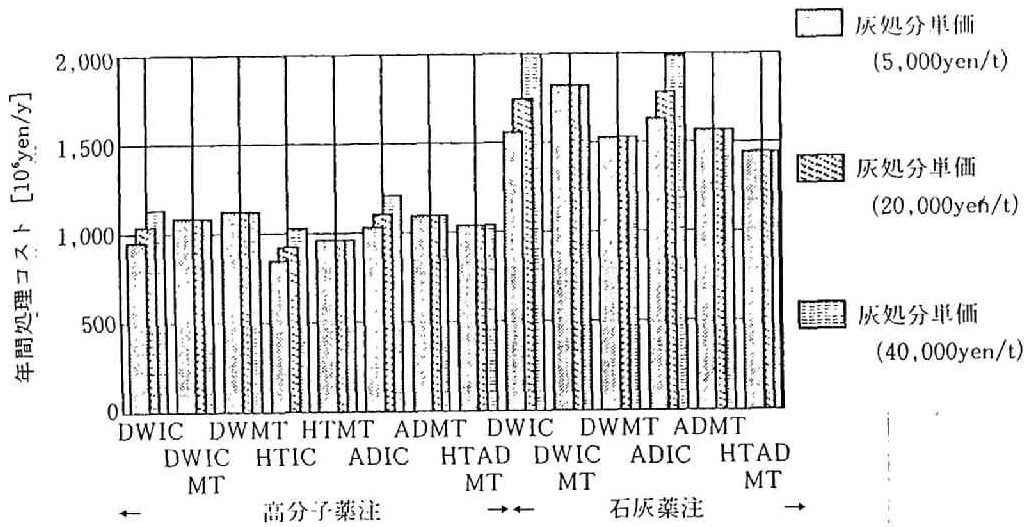


図 5.15 エネルギー収支 (条件: 50CP 4, 50CI4)

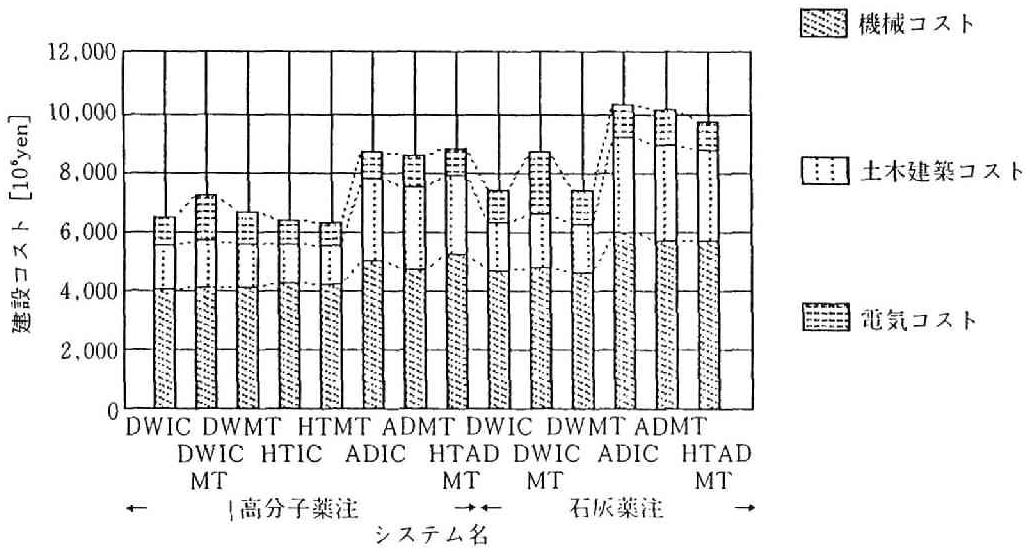


図 5.16 建設コスト (条件: 50CP 4, 50CI4)

+

ン発電を含めて高効率であること、発酵により固形物量が低減すること、とくに焼却系では発酵により燃料価値の下がった消化汚泥の処理が乾燥による自燃を考慮した効率のよいシステムとなっていることによる。第四として溶融系のエネルギー投入量は、コークス溶融方式、灰溶融方式にかかわらず大きいといえる。また灰溶融方式とコークス溶融方式の比較では高分子系では灰溶融のエネルギー投入量の方が少ないが、石灰系では両者はほぼ同等となる。これは灰溶融方式では灰分量に比例して灰溶融消費電力が増加するのに対し、コークス溶融ではベットの層を構成するコークスが存在するため灰分量に応じてコークス量・電力量が増加しないことによる。そのため灰分量にたいしてはコークス溶融方式ではスケールメリットが生じ両者はほぼ同レベルとなっているが、コスト評価に際してはエネルギー単価が影響することとなる。

(4) 溶融システムの経済性評価

前節では14システムの概念設計結果にもとづき、各システムのエネルギーフローの特質の整理、さらに各エネルギー態を考慮に入れたエネルギー収支量によりシステム比較を行なった。本節では第3章で述べた経済性評価法により、年間平均処理コスト（AAC）を求めシステム間の比較検討を行なう。

各汚泥処理システムの建設コストをシステム別に示したのが図5.16である。ここに示した建設コストは1985年時点の積算値で、コストインデックスによる補正は行っていない。全建設コスト（CC）に占める機械設備コストの割合は消化を含むシステムと灰溶融システムが55～60%で、他のシステムでは65%前後である。これは土木建築コストはやはり嫌気性消化を含むシステムで大きいためであり、対機械設備比で約55%と他系列に比べて20%前後増加している。また灰溶融システムは電気設備が他に比べて、対機械設備比で20%近く高コストとなっている。全機械コストで石灰薬注系の方が高分子薬注系に比べて20%近く高くなっているが、これは薬注比が大きいことと、それに伴い固形物循環量が多くなり各機器とも容量アップとなった結果、ほとんどのプロセスで2割前後の機械コスト高となっている。また機械コスト、全建設コストとも溶融系は焼却系に比べてほぼ同額の建設コストとみなせる。

ここで維持管理コスト（OC）を以下の手順で算出した。まず各システムのユーティリティ消費量を概念設計結果より求め、表5.18にエネルギー項目に加え、ボイラ用水量、脱水助剤をはじめとする各種薬剤、流動砂、灰処分量などについて記した。なお表中の人員については、運転人員と処理規模について図5.17のような曲線を仮定した上で設定している。図5.17では真空脱水機に関する運転人員の規模関数を建設省の報告より引用し、この傾向線を汚泥処理システム人員に対して割りあてた。またシステム構成により定性的に判断した上で運転人員に差をつけて設定している。表5.18中灰処分費はとりあえず焼却灰に対して5000 yen/tonの設定とし、溶融スラグに対しては零とした。ユーティリティ消費量と単価から年間維持管理コストとして、消費電力、燃料、薬剤・用水、灰処分、人員、補修、管理の各費用を求め、さらに式(2.57)の第1項による起債償還費を建設コストより求めて、図5.18に示した。起債償還にかかわる条件は国庫補助金を差し引いた建設コストに対して起債を考えるなど種々の方法があるが、ここでは建設コストはすべて社会資本コストとして負担すべきものとする考え方から全額起債により賄うものとした。償還条件は、年利6%、30年償還である。また図5.18上図では発電電力費も付随しているが、発電電力による削減額も考慮した年間処理コストを図5.18下図に示した。年間処理コストAACよりここで取り上げた14システムを評価すれば、次の4点が挙げられる。

- ① 石灰薬注系の各システムが高分子薬注系に比べて約50%の高コストとなっていること。
- ② 焼却系と溶融系の間では、高分子薬注系では溶融システムが高コストとなるが、石灰薬注系

表 5.18 ユーティリティ消費量(条件:50CP4, 50CL4)

		50 C P 4									50 C I 4					
		DWIC	DWICMT	DWMT	HTIC	HTMT	ADIC	ADMT	HTADMT	DWIC	DWICMT	DWMT	ADIC	AOMT	HTADMT	
消費電力	kwh/d	18,039	27,807	18,235	18,742	17,300	17,692	18,045	14,618	30,940	56,962	26,905	30,837	26,280	20,741	
燃料灯油	ℓ/d	0	0	-	1,160	-	990	-	-	8,240	8,240	-	9,970	3,950	4,890	
“	“	-	-	13.2	-	14.0	-	9.9	9.0	-	-	21.1	-	14.9	13.4	
用水	m ³ /d	35	35	93	5	105	3.4	18	11	7.1	7.1	11	6.2	7.7	7.6	
薬劑																
凝集剤ポリマー	kg/d	244.8	244.8	244.8	-	-	211.4	211.4	191.8	-	-	-	-	-	-	
FeCl ₃	“	-	-	-	-	-	-	-	-	6,770	6,770	6,770	6,630	6,630	6,010	
Ca(OH) ₂	“	-	-	-	-	-	-	-	-	22,040	22,040	22,040	15,220	15,220	13,700	
増粘剤 珪石	“	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9,984	9,984	-	7,632	3,288	
石灰石	“	-	6,690	6,690	-	6,690	-	6,690	6,690	-	-	-	-	-	-	
清浄剤		1.1	1.1	2.6	1.4	2.5	1.4	1.5	1.6	2.1	2.1	2.8	1.9	2.2	2.1	
脱酸剤	“	3.2	3.2	7.7	4.3	7.4	4.3	4.6	4.7	6.3	6.3	8.4	5.7	6.5	6.4	
NaOH	“	1,350	1,350	1,571	1,223	1,456	827	999	845	1,370	1,370	1,776	720	1,041	867	
灰 動 砂	kg/d	167	167	-	75	-	135	-	-	274	274	-	208	-	-	
灰 処 分 量	t/d	14.0	17.3	18.6	14.0	18.8	14.0	18.3	18.3	34.2	44.2	46.3	28.1	37.1	31.3	
人 員	人	18	30	18	20	20	22	22	22	18	20	18	22	22	22	
発電電力	kwh/d	-	-	-	-	-	16,779	16,779	20,448	-	-	-	16,663	16,663	20,110	
余剰蒸気	t/d	31	31	83	0	95	0	12	5	0	0	0	0	0	0	

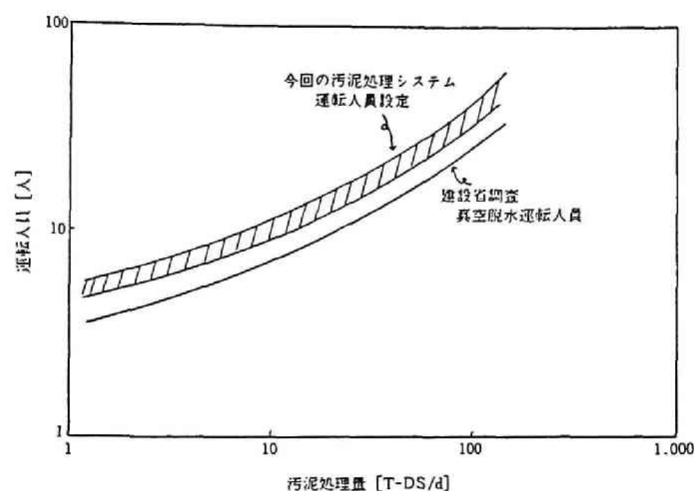


図 5.17 運転人員と処理規模の関係

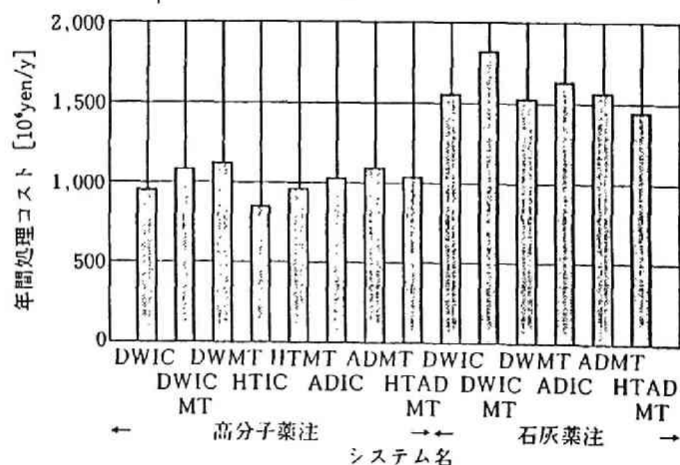
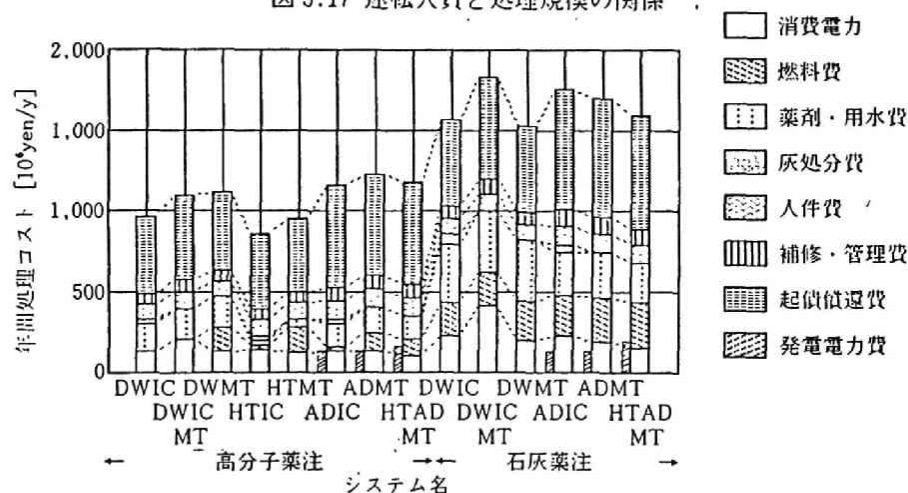


図 5.18 年間処理コストの比較 (灰処分費 5,000yen/t)

では両者の差はほとんどなくなる。これはエネルギーコスト、とくに燃料費の差が大きい場合に両者の年間処理コストに差が生ずることを反映している。そして焼却系と溶融系のコスト評価は、焼却灰処分単価、溶融系のエネルギーコストに依存することとなる。

- ③ 熱処理システム、とくに HTIC システムが低処理コストとなっていること。ただし、熱処理分離液の処理コスト増加要因は考慮していない点には注意を要する。
- ④ メタン発酵系のシステムはエネルギー収支面からは優れたシステムであるが、処理コストの低減には十分に反映していない。

①については再三述べているように、石灰の多量添加による固形分当たりの発熱量低下（直接脱水系高分子薬注 3580 kcal/kg-ds に対し石灰薬注 2370 kcal/kg-ds）や脱水ケーキ含水率がベルトプレス（BP）脱水機に比べて一般的に高いこと（DW 系で 76% に対し 78%）から、焼却・溶融以後のエネルギーコストが高いことが第一の理由として挙げられる。また薬剤費が高分子薬注系に比べて倍近くかかっていることや、灰処分量が多いことからその処分費も高コストの原因となっている。返流固形物循環量が石灰薬注系で多いことから、消化プロセスなどで建設コストが大きくなっていることも差の原因の一つである。②の焼却系対溶融系の比較でエネルギーコストに差のある場合に年間処理コストに差が生ずるという指摘は溶融システム、とくにコークス溶融方式の特質である。コークス溶融方式のキューポラタイプの溶融炉ではコークスがベッド層を形成し、このゾーン形成あるいは溶融部分の熱収支から必要最小限のコークス量が決定されるといわれる。そのため再三述べているとおり、システム全体のエネルギー収支（正確にはスチーム収支）から助燃料は決定されることはまれで、通常は溶融ゾーンの保持または熱収支からコークス消費量は決定され、この量に対して汚泥の燃料性状による影響は少ないといえる。今回のシステム比較においては高分子薬注系の場合に焼却システムのエネルギーコストが溶融システムに比べて少なく、石灰薬注系では両者の差は小さい。ちなみに AAC は高分子薬注系の DWIC では 65,500 yen/tds に対し、DWMT で 76,700 yen/tds とその差は大きく、石灰薬注系では DWIC 106,700 yen/tds、DWMT 104,400 yen/tds と差は小さく、わずかに溶融システムが低コストとなっている。そして灰処分単価の設定により、焼却システムと溶融システムがコスト評価は変化することが予想される。③の熱処理システム、特に HTIC システムの低コストが顕著であるのは、熱処理－加圧脱水による無薬注システムであることが大きく影響している。高分子薬注－ベルトプレス脱水、石灰薬注－真空脱水、いずれのシステムでも脱水助剤のコストが大半を占める薬剤・用水費が、全処理コストの 15～20% と大きい。これに対し、熱処理システムでは脱水助剤が不要である。ただ今回は固形物循環を考慮しているものの、よく指摘される熱処理分離液処理に伴うコスト増要因は考えていないことには注意を要する。④のメタン発酵システムのエネルギー収支の優位性が AAC に十分に反映していないことは興味深い点である。前節で述べたように発酵ガスのエネルギー利用と焼却系のエネルギー利用の効率性が良好であることから、メタン発酵系のシステムエネルギー収支は他に比べて優位であり、エネルギーコストや薬剤コストなどの運転費の低減効果は他システムに比べて顕著である。消費電力、燃料、薬剤、灰処分費の直接費のみでみれば、高分子薬注系の DWIC で 22,500 yen/tds に対し、ADIC 13,700 yen/tds とその差は大きい。しかし消化槽など多大な初期投資が必要で、その起債償還費は DWIC 約 470×10^6 yen/y に対し、ADIC 約 630×10^6 yen/y と増大する。そのため年間処理コスト AAC では ADIC システムの方がわずかに高くなる。ただエネルギー消費量と処理コストに同一の価値を置いた場合には両者の間にトレードオフを考慮すべき選択問題になるが、これについては後述する。

汚泥処理システムのコスト評価に対する影響因子を考察する目的から、2、3のパラメータについて感度解析を試みる。まず第一に、既に述べているとおりシステム全体の不足スチームの供給方法により、エネルギー収支、処理コストなどが変化することが考えられる。今回のシステム設計ではシステム全体に不足スチームが発生する場合、灯油焚きのパッケージボイラを用いる方法（以下、PB スチーム収支方式と呼ぶ）とした。この別法として熱効率は専焼ボイラ設定の85%に比べかなり低下はするものの、焼却炉、溶融等への燃料投入により廃熱ボイラから不足スチームを賄う方法（以下、WHB スチーム収支方式と呼ぶ）も考えられる。とくにコークス溶融システムの場合、大半のケースは廃熱ボイラ回収スチームによりスチーム収支を満足させることはできるが、石灰薬注系のADMT、HTADMTシステムに限りスチーム不足となる。そこでこの2ケースに限ってスチーム収支を満足させるため、溶融炉にコークスを追加投入する検討を試みた。石灰系のADMT、HTADMTシステムの設計結果の要点を表5.19にスチーム供給方法両方式別に示した。この結果からエネルギー収支面ではWHB スチーム収支方式の方が数パーセントPB スチーム収支方式よりも不利となる一方、年間処理コストでは逆にWHB スチーム収支方式の方が数パーセント有利となることがわかる。これはエネルギー収支ではPB方式が熱効率85%と高いスチーム発生効率が得られるのに対し、WHB方式ではこれよりもかなり低い熱効率となるためである。それに対し、処理コストでは逆にWHB方式が有利となるのは使用燃料がコークスであるため、エネルギー単価が低いことによる。今回の設定では、灯油のエネルギー単価が8.3 yen/Mcalであるのに対し、コークスは4.7 yen/Mcalである。このようにスチーム供給方式により使用燃料が異なるため、コークス溶融システムで不足スチームが発生する場合はWHB スチーム収支方式がわずかに処理コストの面からは望ましいといえる。ただし以下の解析では簡単のため、PB スチーム収支方式により検討を進めることとしている。

第二にシステム全体で余剰スチームが発生する場合、エネルギー収支からみれば余剰スチームの評価が重要であることは既に述べたが、ここでは余剰スチームのコスト評価が処理コストに与える影響を考察する。まず単純に余剰スチーム量に対する運転管理コスト（年間処理コストから人件費、起債償還費等の間接費を差し引いたコスト）の関係をみたところ、かなりのばらつきはあるものの正の相関を示していることは確かであり、余剰スチームに対して付加価値を持つようなコスト評価を行えば、運転管理コストにシステム間の差が小さくなることが予想される。そこで余剰スチーム単価に対する年間処理コストの変化をみたが、余剰スチーム単価の前提として、余剰スチームを蒸気駆動によりポンプ、ファン等の駆動動力に用いる場合と、売却可能（売価3000 yen/t）とした場合を考えている。蒸気駆動方式では、蒸気消費原単位として低圧蒸気26 kg/kwhと仮定すれば蒸気駆動によるコスト低減額は769 yen/tとなり、この値を用いて処理コストを算出した。ただし20 t/d未満のスチームは利用あるいは売却不可能であるものとした。この結果によれば、余剰スチーム量の多い溶融系のシステムは3000 yen/tの価値を置けば他のシステム構成が同一とした焼却系のシステムの処理コストに近づくものの、蒸気駆動によるコスト低減はわずかである。ちなみに余剰スチームの多い分流系のDWICシステムの処理コストを100としたときのDWMTシステムの処理コストは、余剰スチーム単価零の場合115%、蒸気駆動方式の場合114%、余剰スチーム3000 yen/tの場合107%である。通常の下処理システムでは、今回のように汚泥処理システム内で考えたスチーム利用以外に余剰スチームを利用しうる場を得ることは難しく、3000 yen/tの評価をおくことは不適当といえる。極めて稀に福祉施設などの公共施設に予熱利用の熱源として供給することも考えられるが、現実的にはやはり下水処理システム内での蒸気駆動利用が精々であろう。これらを勘案すれば余剰スチームにコスト

+

表 5.19 スチーム供給方式と石灰系溶融システムのエネルギー収支、処理コスト

項 目	不足スチームの供給方法	PB (灯油燃焼)による方法		WLB (溶融炉コークス投入)による方法	
	システム	ADMT	HTADMT	ADMT	HTADMT
スチ ーム 収 支	焼却系廃熱ボイラ発生スチーム (t/d)	145	131	196	194
	発酸系廃熱ボイラ "	16	19	16	19
	専焼ボイラ "	48	59	0	0
	熱処理消費スチーム	0	75	0	75
	乾燥 "	200	126	200	126
	ガス処理 "	9	8	11	11
	余剰スチーム "	0	0	1	1
電 力 収 支	濃縮～脱水消費電力 (kwh/d)	14,292	13,313	14,292	13,313
	乾燥 "	5,245	2,842	5,245	2,842
	溶融 "	1,412	1,071	1,682	1,282
	廃熱ボイラ "	664	412	664	587
	ガス処理 "	4,564	3,000	5,140	3,552
	専焼ボイラ "	103	103	0	0
	ガス発電発電電力 (kwh/d)	16,663	20,110	16,663	20,110
	電力収支 "	9,617	631	10,360	1,466
燃 料	石油消費量 (ℓ/d)	3,950	4,890	0	0
	コークス消費量 (t/d)	14.9	13.4	20.2	20.4
エネルギー収支 Q' (Gcal/d)		158.07	133.75	162.74	142.26
ユ ー テ ィ リ テ ィ 量	消費電力 (kwh/d)	26,280	20,741	27,023	21,576
	燃料灯油 (ℓ/d)	3,950	4,890	0	0
	燃料コークス (ℓ/d)	14.9	13.4	20.2	20.4
	用 水 (m ³ /d)	7.7	7.8	8.3	8.3
	塩化第二鉄 (kg/d)	6,630	6,010	6,630	6,010
	石灰 (kg/d)	15,220	13,700	15,220	13,700
	砕 石 (kg/d)	7,632	3,288	7,632	3,288
	清 缶 剤 (kg/d)	2.2	2.1	2.2	2.2
	脱 酸 剤 (kg/d)	6.5	6.4	6.6	6.6
	苛性ソーダ (kg/d)	1,041	867	1,180	1,052
	残汚処分量 (t/d)	37.1	31.3	37.8	32.0
	人 員 (人)	22	22	22	22
処 理 コ ス ト	発電電力 (kwh/d)	16,663	20,110	16,663	20,110
	消費電力 (10 ⁶ yen/t)	191.8	151.4	197.3	151.2
	燃料費	275.0	281.5	235.9	238.3
	薬剤・用水費	283.4	248.1	285.9	251.5
	灰処分費	0	0	0	0
	人件費	110.0	110.0	110.0	110.0
	補修費	84.5	81.8	84.2	82.4
	管理費	15.6	15.3	15.5	15.4
	起償償還費	731.6	705.4	729.4	709.8
	発電電力費	121.6	146.8	121.6	146.8
年平均処理コスト (10 ⁶ yen/t)		1,570.3	1,446.7	1,536.6	1,411.8
汚泥固形物あたり (yen/tds)		107,600	99,100	105,200	96,700

+

価値をおけば処理コスト低下はみられるものの、現実的には大きく処理コストを低減させるものとはなりがたいといえよう。

つぎに焼却システムと溶融システムのコスト評価に影響する因子について検討する。検討対象として取り上げた溶融を含むシステムは生成スラグの再資源化利用が可能であることに最大の特徴があり、道路路盤材としての利用可能性も確認されているため、今回のコスト評価では最低限の価値としてスラグ処分単価は零と仮定した。一方、焼却灰の処分については灰処分単価 5,000 yen/t の設定としたが、最終処分場の確保状況、処分場までの輸送距離などによっては、更に高いコストを必要とする場合も見受けられる。そこでまず、試みに灰処分単価を 20,000 yen/t、40,000 yen/t とした場合の年間処理コストを比較した結果を図 5.19 に示した。灰処分単価を 20,000 yen/t とみれば、高分子薬注系においても ADIC システムに対して ADMT システムの処理コストはほぼ同等となり、40,000 yen/t とすれば、全システムで溶融系の方が低コストとなる。石灰薬注系では灰処分量が多いこともあり、処分単価に関する焼却系のコスト増は顕著である。このように焼却システムの処理コストに対して影響を与える要因として、焼却灰の処分単価が重要であることがわかる。ここで焼却システムのコスト影響因子として灰処分単価を考え、溶融システムのコスト影響因子としてコークス消費原単位、コークス単価を考え、両システムのコスト評価を行うものとする。まず、50 万人規模、高分子薬注系の直接脱水処理システムの処理コスト AAC_{DWIC} の灰処分単価に対する変化、ならびに直接脱水溶融システムの処理コスト AAC_{DWMF} のコークス単価に対する変化を、コークス比をパラメータとして示したのが図 5.20 左図である。このコークス比は今回の設計では乾燥ケーキ量比でみればほぼ一定であり、コークス比は 0.2 t/t-乾燥ケーキとなっている。これを 0.15、0.10 と低減させることができた場合の直線を図 5.20 左図に併記している。この結果から、今回の設計条件であるコークス比 0.20、コークス単価 32 円/kg では、 $AAC_{DWIC} = AAC_{DWMF}$ となる灰処分単価は約 35,000 yen/t であり、コークス単価およびコークス比の低減により両者のコストが等しくなる灰処分単価は低下していく。同様に、 AAC_{ADIC} と AAC_{ADMT} のコスト変化を示したのが図 5.20 右図である。メタン発酵システムではコークス単価 32 yen/kg の場合に溶融システムと同コストとなる灰処分単価は約 20,000 yen/t であり、コークス比、コークス単価の変化により溶融システムと同コストとなる灰処分単価 10,000 yen/t 以下ともなりうるということがわかる。図 5.20 から逆に灰処分単価設定がなさせられれば、溶融システムのコスト評価からみた成立条件を考察できる。

最後に、今回検討したシステムの処理コストと消費エネルギー量（エネルギー収支量）の関係を、図 5.21 に合流式 14 システムについて示す。この 14 システムに対して、消費エネルギーと処理コストの間には正の相関があるようにみえるが、図に示したように石灰薬注系と高分子薬注系に分けてみれば、大きく 2 つの分布状態を示す。すなわち、石灰薬注系は高エネルギー・高コストであり、高分子薬注系は相対的に低エネルギー・低コストであり、既に述べたとおりの結果が如実に表わされている。そして溶融系と焼却系の関係は消費エネルギーに起因する差が両者のコスト差となっていることが推察される。さらに高分子薬注の焼却系の 3 システムは処理コスト、消費エネルギーに同次元の価値をおけば、一長一短がつけ難いトレードオフの関係になることがわかる。このように消費エネルギー対処理コストの関係を示す分布はシステム間の特質をよく示しており、選択問題となるトレードオフの関係も理解されることがわかる。

5.4 おわりに

第 5 章では下水汚泥の溶融システムについて、パイロットプラントを用いた実証実験を行った

エネルギー収支 [Ccal/D]

収支No.1
余剰スチーム評価せず

収支No.2
余剰スチーム評価

高分子薬注

石灰薬注

システム名

システム名	収支No.1 [Ccal/D]	収支No.2 [Ccal/D]
DWIC	45	30
DWMT	135	95
HTIC	55	55
HTMT	130	90
ADIC	10	10
ADMT	65	60
HTAD	45	40
MT	140	140
DWIC	205	205
DWMT	205	205
ADIC	110	110
HTAD	150	150
MT	125	125

Figure 1 is a scatter plot showing the relationship between treatment cost (AAC) and energy consumption (Mcal/D) for various waste treatment processes. The x-axis is labeled '処理コスト (AAC) (10⁶ YEN/Y)' and ranges from 0 to 2,000. The y-axis is labeled '消費エネルギー [Mcal/D]' and ranges from 0 to 250. Data points are labeled with process codes: HTMT, DWMT, DWICMT, ADMT, HTADMT, ADIC, HTIC, DWIC, HTADMT, and ADIC. Two regions are circled: '石灰薬注系' (lime injection system) in the upper right and '高分子薬注焼却系' (polymer injection incineration system) in the lower left. A dashed horizontal line is at approximately 125 Mcal/D, and a dashed vertical line is at 1,000 AAC.

Process Code	Treatment Cost (AAC) (10 ⁶ YEN/Y)	Energy Consumption (Mcal/D)
HTMT	900	140
DWMT	1100	140
DWICMT	1400	210
ADMT	1600	170
HTADMT	1400	140
ADIC	1700	140
HTIC	800	60
DWIC	900	50
HTADMT	1100	50
ADIC	1000	20

- 141 -

+

結果、溶融スラグの土木建築材料利用試験を中心に述べてきた。また種々の汚泥処理システムについて、共通の前提条件のもとで概念設計を行ない、システムのエネルギーフローに関する検討や溶融処理コストに対する影響因子などに関する検討を行なった。その結果を要約すれば、

- ① 脱水ケーキ処理量 36 t/d 規模の溶融システムパイロットプラント実験を 5 種類の汚泥を対象に行い、短期運転の他、約 1 ヶ月間の連続運転を 2 回実施し、約 100 トンのスラグを生産した。物質収支、熱収支に関する実験結果より、本溶融システム全体のエネルギー収支は乾燥消費スチームと熱回収スチームのバランスから決定されることが多く、スラグ融解熱、乾燥ケーキ水分蒸発潜熱として汚泥可燃分、コークスよりなる入熱の 28% 程度を用い、乾燥蒸気生成用の廃熱ボイラ回収スチームとして 38% 程度、4% 程度を空気予熱頭熱として回収している。助燃料としてのコークスは実証実験を通じて 87 ~ 179 kg/t-cake と大きく変化したが、炉への可燃物負荷とコークス原単位は逆比例し、また汚泥性状が同程度であれば固形物負荷の増加に従い原単位は減少することがわかった。一層の熱効率の改良をもとめ、溶融炉下部の冷却用水冷ジャケットのボイラ化と炉上部の空塔部の水管ボイラ化を行ったが、スチーム熱回収効率は 50% 以上に増加し、助燃コークス原単位も脱水ケーキベースで 10% 以下となった。システム排出物性状もダスト、NO_x などの低減確認を行うことができた。
- ② 汚泥溶融スラグとしては水冷による急冷スラグ生産と空冷による徐冷スラグ生産を行った。コンクリート用細骨材、粗骨材としての試験結果ではいずれも物性試験値では問題ないものの、モルタル強度試験、コンクリート試験では天然山砂に比較して 60 ~ 80% の強度発現であり、現状では低強度用材料への利用に限定される。急冷スラグの炉床砂への利用では現場施工性に難点があったが、徐冷スラグの道路路盤材への試験施工結果は良好である。すなわち、徐冷スラグは路盤材料としての規格値をみたし、駐車場舗装試験の結果からも施工後の沈下等は見られず、比較試験としての天然砕石に比較しても問題はみられなかった。ただし、コークスの還元反応により、汚泥中の金属化合物が分離メタルとして最大 20% 排出されるため、スラグ再利用への影響やその資源的価値からスラグの磁選工程を設けることが必要であろう。
- ③ 溶融システムの経済性評価を行うための汚泥処理システム設計に際して、汚泥処理返流水による固形物循環を考慮に入れた容量設計を行なうため、汚泥処理返流水を考慮した固形物収支モデルを考えた。その結果、かなりの固形物循環量を加えた容量設計が必要であり、とくに無機薬注ケースでは流入固形物に対して 40% 程度の返流固形物を加味する必要のあることがわかった。
- ④ 焼却あるいは溶融プロセスを含めた汚泥処理システムの概念設計に際してはエネルギーフローの設定が非常に重要であり、メタン発酵におけるガス利用、焼却・溶融プロセスの廃熱利用に対する設計指針がとくに重要となる。今回はメタンガスはガス発電による電力回収、焼却システムでは乾燥プロセスを用いた省エネルギーシステムを前提として、50 万人規模の概念設計を行った。その結果、エネルギー収支に関しては全般に石灰薬注系のエネルギー消費が大きいこと、メタン発酵を含めたシステムが他のシステムに比べて有利であること、溶融系のエネルギー投入量は焼却系に比べて大きいことが指摘される。また余剰スチームがシステム間のエネルギー評価に影響することもわかった。
- ⑤ 年間処理コストによる各システムのコスト評価を行ない、石灰系システムでは高分子系に比べて約 50% の高コストとなっていること、焼却系と溶融系の比較ではエネルギーコストの差が大きい場合に処理コストに差が生ずること、熱処理・焼却システムがとくに低コストとなっていること、メタン発酵系のシステムではエネルギー収支面の優位性が処理コストに十分に反

映していないことなどが指摘される。処理コストからみた焼却システムに対する溶融システムの成立条件は、石灰薬注系では 5,000 yen/t というかなり低い灰処分単価を設定してもコークス溶融システムが有利となる。また高分子薬注系では焼却灰処分単価、溶融プロセスのコークス比、コークス単価により溶融システムの成立する条件を設定できることがわかった。

以上、汚泥溶融システムの実証実験結果とその結果に基づいた経済性評価に関わる検討を行ってきた。さらに処理規模や濃縮プロセス性能などシステムコストに影響のある因子に関する検討が必要ではあるが、この汚泥溶融システムが汚泥の減量化、安定化ばかりでなく、資源的再利用法として重要な位置付けをされ得ることは間違いなく、今後は実プラント稼働の進捗とともに本システムの評価がなされていくものと思われる。

第5章 参考文献

- 1) 京才俊則：下水汚泥の建設資材利用技術の現状と課題、月刊下水道、Vol. 7, No. 2, pp. 25-32 (1984)
- 2) 山田昭捷：東京都における下水汚泥の軽量骨材化、汚泥研究年報 (1983 年版), pp. 124-132, (1983)
- 3) Alleman, J.E., Berman, N.A. : Constructive sludge management: Biobrick, J. of Environ. Eng., Vol. 110, No. 2, pp. 301-311 (1984)
- 4) Bryan, E.H. : Biobrick become a construction reality, Water Engineering & Management, Vol. 131, No. 3, pp. 38-39, 59 (1984)
- 5) 平岡正勝：汚泥処理における新しい技術、用水と廃水、Vol. 27, No. 11, pp. 1102-1109 (1985)
- 6) 後藤和之、古川俊治：アーク炉による下水汚泥溶融処理システム、電気製鋼 Vol. 50, No. 4, pp. 280-288 (1979)
- 7) 木本実美：OG 式下水汚泥溶融処理法、造水技術、Vol. 7, No. 4, pp. 33-39 (1981)
- 8) 藤内博征、清水憲一、石原栄彰、田崎光雄、阿部清一：下水汚泥焼却溶融処理システムの開発、クボタ技報、Vol. 5, No. 2, pp. 156-168 (1980)
- 9) 山田昭捷、吉田憲一：旋回流式溶融炉を用いた下水汚泥の処理、東京都下水道局技術調査年報、pp. 647-675 (1985)
- 10) 岡久宏史：下水汚泥の骨材化の現状と動向、汚泥研究年報 (1983 年版)、pp. 45-51 (1983)
- 11) 大井浩：鉄鋼スラグの用途開発の現状、日本金属学会会報、Vol. 22, No. 8, pp. 695-701 (1983)
- 12) 長井健：高炉スラグの骨材利用-JIS 化までの道のり、月刊下水道、Vol. 7, No. 2, pp. 54-60 (1984)
- 13) 玉貫滋：石炭の灰処理と灰利用技術の開発、燃料協会誌、Vol. 58, No. 630, pp. 815-828 (1979)
- 14) 山田了士、久保宏、熊谷茂樹、有田政博：産業廃棄物の路盤材料への利用、北海道開発局技術研究発表会論文集、26th (1983), pp. 259-266 (1983)
- 15) Havekainen, J : The utilization of compacted coal ash in earth works, Improv. Ground, Vol. 2, pp. 773-776 (1983)
- 16) 下水道技術改善対策研究会、下水汚泥の処理処分対策研究専門部会：下水汚泥の処理処分対策研究 (昭和 57 年度報告書) pp. 1-169 (1983)
- 17) 下水道技術改善対策研究会、下水汚泥の処理処分対策研究専門部会：下水汚泥の処理処分対策研究 (昭和 58 年度報告書) pp. 27-50 (1984)
- 18) 平岡正勝、酒井伸一、織田稔幸：代替エネルギーによる汚泥溶融プロセスとスラグの再利用に関する研究、第 20 回下水道研究発表会、pp. 744-746 (1983)
- 19) 平岡正勝、酒井伸一、小林信博：代替エネルギーによる汚泥溶融プロセスとスラグの再利用に関する研究、第 21 回下水道研究発表会、pp. 662-664 (1984)

- 20) Huggins, F.E., Kosmack, D.A., Huffman, G.P. : Correlation between ash-fusion temperatures and ternary equilibrium phase diagrams, *Fuel*, Vol.60, pp.577-584 (1981)
- 21) 西野順也、関昌夫：焼却灰の高温における熱特性、化学工学テクニカルレポート、Vol.10, pp.115-121 (1986)
- 22) Streeter, R.C., Diehl, E.K., Schobert, H.H. : Measurement and prediction of low-rank coal slag viscosity, *ACS Symp. Ser.*, Vol.264, pp.196-209 (1984)
- 23) Vorres, K.S., Greenberg, S., : Viscosity of synthetic coal ash slags, *Prepr. Pap. Am. Chem. Soc. Div. Fuel Chem.*, Vol.29, No.4, pp.109-116 (1984)
- 24) 平岡正勝、武田信生：汚泥焼却に伴う窒素酸化物対策、公害と対策, Vol.14, No.5, pp.504-516 (1978)
- 25) 上田義一：省エネルギー型間接乾燥・流動焼却システム、公害と対策, Vol.22, No.10, pp.79-85 (1986)
- 26) Kasakura, T., Hiraoka, M. : Pilot plant study on sewage sludge pyrolysis-I, II, *Water Research*, Vol.16, pp.1335-1348, 1569-1575 (1982)
- 27) 玉瀬富夫、大屋弘一、宮畑敏三：下水汚泥溶融スラグの有効利用についての基礎実験（水冷スラグ）、第20回下水道研究発表会、pp.741-743 (1983)
- 28) 平岡正勝、織田稔幸、玉瀬富夫：下水汚泥溶融スラグの有効利用に関する研究、第21回下水道研究発表会、pp.659-661 (1984)
- 29) 大阪府土木技術事務所：空冷汚泥スラグ試験舗装の追跡調査について、土木技術事務所年報（昭和60年度）、pp.91-113 (1986)
- 30) 建設省土木研究所下水道部汚泥研究室：下水汚泥の建設資材としての利用方法—建設事業への廃棄物利用技術の開発、土木研究所資料第2440号 (1987)
- 31) 井前勝人：汚泥の処理処分に関する実験的研究（I）汚泥処理プロセスにおけるマスバランスについて、下水道協会誌, Vol.14, No.157, pp.41-52 (1977)
- 32) 栗林宗人、村上忠弘：汚泥処理プロセスよりの返流水の実態と処理性、下水道協会誌, Vol.22, No.253, pp.26-41 (1985)
- 33) 栗林宗人、村上忠弘：返流水の有効性の評価（I）物質収支モデルによる解析、下水道協会誌, Vol.22, No.254, pp.41-50 (1985)
- 34) Lawler, D.F., Singer, P.C. : Return flows from sludge treatment, *J. WPCF*, Vol. 56, No.2, pp.118-126 (1984)
- 35) 平岡正勝、吉野善彌：汚泥処理工学、講談社サイエンティフィック (1983)
- 36) Jones, J.L., Bomberger, D.C. : Energy uses and recovery in sludge disposal, *Water & Sewage Works*, pp.42-46 (1977)
- 37) 武田信生、酒井伸一：汚泥固形物の発熱量測定、汚泥研究年報（1983年版）、pp.97-109 (1983)
- 38) Hiraoka, M., Takeda, N., Ohsumi, K., Yasuda, A., Nagasawa, H. : An optimal design of anaerobic digestion with thermal pretreatment process, 2nd Int'l Symp. on Anaerobic Digestion, Travemunde, Germany (1981)
- 39) 平岡正勝、清水治、松尾英介、古北克：下水汚泥処理システムのエネルギー評価、汚泥研究年報（1983年版）、pp.17-33 (1983)
- 40) 建設省都市局下水道部編：下水汚泥処理プロセスの管理指針 (1984)
- 41) 大内弘、野口実、香林仁司：横浜市の消化ガス発電実験、下水道協会誌, Vol.19, No.219, pp.33 (1982)
- 42) Haug, R.T., LeBrun, T.L., Tortorici, L.D. : Thermal pretreatment of Sludges - A field demonstration, *J. WPCF*, Vol.55, pp.23-34 (1983)

第6章 結論および今後の課題

本研究は下水処理系より発生し、産業廃棄物としての処理処分が要求される下水汚泥を対象とした汚泥処理システムの設計に関するシステム工学的研究であり、処理システムとしてはそれぞれ系内のエネルギー循環、資源的循環システムをめざしている。本研究の総括として、結論とするところを要約する。

第2章では汚泥処理システムの最適設計について、システム設計基本フローと最適化手法の関連から整理した。汚泥処理システム設計の基本フローは基本計画フェイズ、概念設計フェイズ、基本設計フェイズの3段階にわけて行うことが、環境システムのもつ大規模性、多目的性、選択枝の多様性などの特徴から望ましいことを論じた。そして各フェイズの主たる設計主体を提示し、とくに基本計画フェイズにおける事業主体の国、自治体による評価対象系の設定、ならびに概念設計フェイズの専門委員会等によりなされる評価規範の選定が汚泥処理システム設計において重要であることを強調した。また各設計フェイズにおけるシステムズアプローチについてまとめ、概念設計フェイズの検討対象システム選定ではプロセスシミュレーション法、組合せ最適化法などが、代替案選定後のシステム評価、基本計画では非線形計画法、多目的計画法などがそれぞれ有効であることを最適化手法適用に関する研究レビューから示した。そして本研究で中心に用いたプロセスシミュレーション、非線形計画法について、その考え方、方法、特徴を簡潔に示した。

第3章ではエネルギー回収型汚泥処理システムとして下水汚泥の乾燥焼却システムの設計について、汚泥集中処理センターの概念設計、現状解析結果を交えながら述べた。ここで検討したシステムは間接蒸気加熱型乾燥機と流動床炉を組合せた乾燥焼却システムで、焼却排ガスの熱回収を廃熱ボイラによる蒸気回収、排ガス熱交換による燃焼空気予熱によっており、排ガス処理系がサイクロン、電気集塵機、スクラバーアルカリ洗浄、白煙防止空気予熱により構成されているものである。まず下水汚泥の乾燥-焼却-熱回収システムのエネルギー収支に関する定常モデルを定式化し、システム全体のエネルギー収支を焼却炉の自然条件と系全体のスチーム収支から計算するアルゴリズムを作成した。このモデルとアルゴリズムによる計算結果と神戸市東部汚泥処理センターの乾燥焼却システムの稼働運転データを比較した上で、乾燥と焼却廃熱利用をリンクすることによるエネルギー効率化について論じた。乾燥焼却システムにおいてはエネルギー収支上、乾燥ケーキ含水率に最適値が存在することがわかったが、これは本システムのエネルギー特性について考える場合は、焼却炉の自然点、システム全体のスチーム収支の両面を考慮する必要があるためである。そしてこの乾燥ケーキ含水率の最適値を得る設計を行うためには乾燥汚泥含水率と乾燥汚泥量比でもって設計するのが適切である。また直接焼却の自然に対して、乾燥焼却システムのシステム自然の考え方について検討し、直接焼却の場合の自然条件が脱水ケーキの低位発熱量では $700 \sim 750 \text{ kcal/kg-WS}$ であるのに対し、乾燥焼却ではシステムとしての自然点が $350 \sim 400 \text{ kcal/kg-WS}$ とかなりの低燃料性状までオイルレスとできることがわかった。さらに乾燥焼却が直接焼却に比較してエネルギー収支上有利となる乾燥焼却のエネルギー的成立条件は脱水ケーキ性状に左右され、有機分率 0.70 の脱水ケーキに対しては含水率 0.70 前後以上で乾燥焼却が有利となる。

乾燥焼却システムに関する今一つの視点はエネルギー効率化によるエネルギーコスト低減と乾

燥機付加にともなう初期投資コスト増加の両側面を考慮することである。1983年に実施した神戸市東部污泥処理センターの概念設計結果をもとに乾燥焼却システムの経済性評価を行った。両システムの概念設計結果からみて、処理コストは1983年当時のエネルギー価格からすれば、乾燥焼却システムが圧倒的に有利であった。重油価格が他の用役費に独立であるとして求めた両システムのコスト評価が同等となる点は重油単価として20 yen/ℓ前後である。この重油単価近傍でもエネルギー評価の視点を加えた多属性評価の枠組みからすれば、乾燥焼却システムの評価は高くなる。その後、乾燥焼却システム運転稼働後のほぼ設計負荷に等しい時点での運転状況を調査した結果では、脱水ケーキの処理性は焼却灰強熱減量1%以下、排ガス未燃成分も微量であり、所定のレベルで運転されており、処理脱水ケーキ含水率81.2%、低位発熱量180 kcal/kgを対象とした補助燃料消費実績はトンケーキあたり約23 ℓ（固形物あたり120 ℓ）と従来の流動焼却システムの最小レベルの値が得られていることが確認された。

第4章では污泥処理系に嫌気性消化プロセスを加え、大きなエネルギーープとして嫌気性消化を核とするバイオエネルギー生産系と焼却を核とする焼却廃熱利用系よりなる污泥処理システムの設計について検討した。エネルギーリサイクルを有する污泥処理システムにおけるエネルギー効率化に関する諸策の検討やエネルギー最適設計を可能とするよう、污泥処理システムの定常モデル化を行い、非線形計画手法を用いて污泥処理システムのエネルギー最適化に関して検討を加えた。具体的には污泥処理システムを構成する各プロセス—嫌気性消化、消化ガス発電利用、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、焼却廃熱利用—のエネルギー収支モデルをプロセス性能、物質収支、熱収支、電力消費関数を基本に作成し、污泥処理システムのエネルギー最適設計問題を定式化した。そして非線形計画手法の一つであるラグランジュ乗数法により最適解をもとめ、污泥処理システムの大規模性、エネルギーリサイクルの存在から最適設計の必要性が、とくに消化プロセスを含む場合に生ずる。また最適設計結果よりメタン発酵プロセスの有無によるエネルギー収支上の得失について検討を加えた。重油消費量からすれば直接脱水システムが有利であり、電力生産からすればガス発電により消化脱水システムが有利となる。そして污泥濃度がエネルギー収支に大きく影響し、ある条件では重油消費量、電力生産量の間でトレードオフ関係となることがわかった。

第5章では下水污泥の溶融システムについて、パイロットプラントを用いた実証実験を行った結果、溶融スラグの土木建築材料利用試験を中心に述べ、種々の污泥処理システムについて共通の前提条件のもとで概念設計を行ない、システムのエネルギーフローに関する検討や溶融処理コストに対する影響因子などに関する検討を行なった。脱水ケーキ処理量36 t/d規模の溶融システムパイロットプラント実験から、本溶融システム全体のエネルギー収支は乾燥消費スチームと熱回収スチームのバランスから決定されることが多く、スラグ融解熱、乾燥ケーキ水分蒸発潜熱として污泥可燃分、コークスよりなる入熱の28%程度を用い、乾燥蒸気生成用の廃熱ボイラ回収スチームとして38%程度、4%程度を空気予熱顕熱として回収されている。そして助燃料としてのコークスは実証実験を通じて87～179 kg/t-cakeと大きく変化したが、炉への可燃物負荷とコークス原単位は逆比例し、また污泥性状が同程度であれば固形物負荷の増加に従い原単位は減少することがわかり、またNO_x等のシステム排出性状に対応する運転法を確認できた。溶融スラグの再利用試験から、コンクリート用細骨材、粗骨材としてのモルタル強度試験、コンクリート試験では天然山砂に比較して60～80%の強度発現であり、現状では低強度用材料への利用に限定され、急冷スラグの炉床砂への利用では現場施工性に難点があった。しかし徐冷スラグの道路路盤材への試験施工結果では路盤材料としての規格値をみたし、駐車場舗装試験の結果

からも施工後の沈下等はみられず、比較試験としての天然碎石に比較しても問題はみられなかった。

溶融システムの経済性評価を行うための概念設計に際して、汚泥処理返流水を考慮した固形物収支モデルにより固形物循環を考慮に入れた容量設計を行った。その結果、かなりの固形物循環量を加えた容量設計が必要であり、とくに無機薬注ケースでは新規流入固形物に対して40%程度の返流固形物を加味する必要があることがわかった。焼却あるいは溶融プロセスを含めた汚泥処理システムの概念設計に際してはエネルギーフローの設定が非常に重要であり、メタン発酵におけるガス利用、焼却・溶融プロセスの廃熱利用に対する設計指針がとくに重要となる。今回はメタンガスはガス発電による電力回収、焼却システムでは乾燥プロセスを用いた省エネルギーシステムを前提として、50万人規模の概念設計を行った。その結果、エネルギー収支に関しては全般に石灰薬注系のエネルギー消費が大きいこと、メタン発酵を含めたシステムが他のシステムに比べて有利であること、溶融系のエネルギー投入量は焼却系に比べて大きいことが指摘され、また余剰スチームがシステム間のエネルギー評価に影響することもわかった。年間処理コストによる各システムのコスト評価では、石灰系システムでは高分子系に比べて約50%の高コストとなっていること、焼却系と溶融系の比較ではエネルギーコストの差が大きい場合に処理コストに差が生ずること、熱処理・焼却システムがとくに低コストとなっていること、メタン発酵系のシステムではエネルギー収支面の優位性が処理コストに十分に反映していないことなどが指摘される。処理コストからみた焼却システムに対する溶融システムの成立条件は、石灰薬注系では5,000 yen/tというかなり低い灰処分単価を設定してもコークス溶融システムが有利となる。また高分子薬注系では焼却灰処分単価、溶融プロセスのコークス比、コークス単価により溶融システムの成立する条件を設定できることがわかったが、この汚泥溶融システムが汚泥の減量化、安定化ばかりでなく、資源的再利用法として重要な位置付けをされ得ることは間違いなく、今後は実プラント稼働の進捗とともに本システムの評価がなされていくであろう。

さて、エネルギー・資源回収型の汚泥処理システムの設計に関して、エネルギーとコストの枠組みを中心に研究を進めてきた成果は上記のとおりであるが、今後の課題として指摘される点をつぎに述べる。まず第1に種々の汚泥処理システム設計問題へのシステム最適化の適用が挙げられる。今回は乾燥・焼却システム、嫌気性消化を含めた熱操作システムに対してシステム計画手法の適用を試みたが、今後の汚泥処理単位操作の開発に対してトータルシステム設計問題やシステム構成問題は常に一体の課題として考える必要がある。この際、システム工学的手法への全面依存が危険であることはいままでもないが、情報整理と意志決定への判断材料として有益であることは間違いない。現在考えられるトータルシステム設計問題、システム構成問題の具体例としては、多重効用蒸発乾燥法、熱変性メタン発酵法、電気浸透脱水法などがあり、廃棄物処理との統合システムとしての都市ごみ・汚泥の混合焼却システム、厨芥分別型廃棄物処理システムなどが挙げられよう。今一つ、計画手法適用が期待される問題に汚泥処理システムの最適スケール決定問題がある。この背景は第3章でも取り上げたが汚泥処理の集中処理センター構想が進行する状況にあること、将来の水処理が分散型システムに移行し、その際の汚泥処理のあり方を探る必要性があることである。スラッジセンター構想では分散化・集中化するプロセス、機器の線引きの問題や集中処理へ輸送される汚泥の形態などの決定問題への適用が期待されようし、コミュニティプラント、合併浄化槽と水処理が小規模化する地域における汚泥処理の規模とシステム構成への適用が期待されよう。

第2には汚泥性状に関する基礎的研究の必要性である。今回は処理エネルギーに係わる汚泥の燃料性状に限ってかなり多くの汚泥性状の調査も行ったが、予想以上に汚泥性状変動は大きく、設計時の対応も必要であることがわかった。その意味から下水汚泥の燃料性状ばかりでなく、各单位プロセスの管理・制御指標とも密接な関係をもった種々の汚泥性状データベース化が求められる。また汚泥処理システムは今後とくに維持管理における効率性が求められること、汚泥処理を構成するプロセスが物理化学的操作から生物学的、熱化学的操作まで多様にわたり、その管理時間スケールも広範囲にわたることを考えれば、本研究のような設計面からの対応に加え、管理方策と汚泥性状指標に係わる研究が必要となろう。

第3には汚泥処理法の評価問題、なかでも最終処分法との関係における評価問題が挙げられる。本研究のシステム設計は大都市圏でかなり最終処分地確保に制限があることを前提にした設定であり、この背景を寄与のものとしている。そのため、エネルギー、コストによる評価の枠組みを中心に論じているが、他の評価規範も考えられようし、汚泥処理を行う地域背景により規範の選択も変化するものと予想される。ちなみに他の評価規範には環境影響指標、システム信頼性、システムの占有面積などが考えられ、定量化不可能なものも含まれる。なかでも埋立、海洋投棄、焼却、農地還元など汚泥の最終処分法を汚泥含有成分の環境挙動から評価することはいずれ必要となろう。いずれにしても汚泥処理は連続的な処理性が要求されることから、その処理処分法の評価に対しては複雑な社会背景を勘案した上で、適切な評価枠組みの設定と適切な評価対象系の設定が求められることとなろう。

謝 辞

本論文は筆者が1979年4月に京都大学大学院工学研究科修士課程に入学以来、京都大学工学部衛生工学教室平岡正勝教授の御指導の下で行ってきた研究をまとめたものであり、平岡教授の終始一貫した精力的な御指導を得た賜物であると心から感謝しております。また京都大学衛生工学教室武田信生講師からは汚泥処理に関して実験的研究の場を与えて頂き、研究の全般にわたって懇切な御指導を賜りました。

筆者が1984年4月に京都大学工学部数理工学教室に奉職させて頂いて以来、京都大学工学部数理工学教室得丸英勝教授には本研究の遂行に御配慮いただきました。また数理計画手法に関して、理論から応用まで懇切なる御教授を甲南大学理学部中山弘隆教授より賜りました。

さらに1985年4月以来勤務しております京都大学環境保全センターでは現センター長の京都大学工学部冶金学教室真島宏教授、ならびに京都大学大石純名誉教授には研究継続とセンター業務との兼ねあいに深い御配慮を賜わり、また京都大学環境保全センター高月紘教授には研究遂行への格別の御指導を賜りました。

最後に、本研究の遂行にあたっては平岡研究室の大学院生をはじめ、各地方自治体、民間企業関係の方々の多くの御協力がありました。改めて感謝の意を表します。

このように非常に多くの諸先生方をはじめとする御厚情により本論文の完成をみましたが、筆者の浅慮により多大の御迷惑をおかけしたことと思います。今後とも本研究の一層の進展をめざし努力していく所存であり、これで感謝の気持ちにかえさせて頂きたいと存じます。

+

Appendix 1 最適設計問題制約式一覧

嫌気性消化プロセス

嫌気性消化反応モデル (消化日数、TSS の関係)

$$FE(1): a(1, 1)x(1) \cdot x(6) + a(1, 2)x(1) + a(1, 3)x(6) + a(1, 4) = 0$$

嫌気性消化反応モデル (消化日数、TDS の関係)

$$FE(2): a(2, 1)x(2) \cdot x(6) + a(2, 2)x(2) + a(2, 3)x(6) + a(2, 4) = 0$$

嫌気性消化反応モデル (消化日数、VSS の関係)

$$FE(3): a(3, 1)x(3) \cdot x(6) + a(3, 2)x(3) + a(3, 3)x(6) + a(3, 4) = 0$$

嫌気性消化反応モデル (消化日数、VDS の関係)

$$FE(4): a(4, 1)x(4) \cdot x(6) + a(4, 2)x(4) + a(4, 3)x(6) + a(4, 4) = 0$$

嫌気性消化ガス発生量

$$FE(5): a(5, 1)x(5) \cdot x(6) + a(5, 2)x(5) + a(5, 3)x(6) + a(5, 4) = 0$$

消化日数に関する制約

$$FI(1): b(1, 1)x(6) + b(1, 2) \leq 0$$

消化日数に関する制約

$$FI(2): b(2, 1)x(6) + b(2, 2) \leq 0$$

嫌気性消化ガス熱利用プロセス

ガスエンジンの熱収支

$$FE(6): a(6, 1)x(5) + a(6, 2)x(12) = 0$$

ガスエンジン発電量の関係

$$FE(7): a(7, 1)x(5) + a(7, 2)x(10) = 0$$

消化槽の熱収支およびガスエンジン排ガス熱回収ボイラの熱収支

$$FE(8): a(8, 1)x(6)^{0.669} + a(8, 2)x(9) + a(8, 3) = 0$$

汚泥加温熱交換器の熱収支

$$FE(9): a(9, 1)x(8) \cdot x(12) + a(9, 2)x(7) + a(9, 3)x(12) + a(9, 4) = 0$$

蒸気加熱熱交換器の熱収支 (消化槽加温不足熱量を補う蒸気加熱)

$$FE(10): a(10, 1)x(7) + a(10, 2)x(9) + a(10, 3)x(11) = 0$$

汚泥熱交換器の温排水温度 ($\geq 30^\circ\text{C}$) に関する制約

$$FI(3): b(3, 1)x(8) + b(3, 2) \leq 0$$

脱水プロセス

・嫌気性消化を行う場合

脱水ケーキ含水率と汚泥性状の関係

$$FE(11): a(11, 1)x(1)^{\alpha} + a(11, 2)x(2) + a(11, 3)x(13) + a(11, 4) = 0$$

汚泥有機物に関する物質収支

$$FE(12): a(12, 2)x(1) \cdot x(13) \cdot x(14) + a(12, 2)x(1) \cdot x(2)$$

+

+

$$+a(12, 3)x(2) \cdot x(3) + a(12, 4)x(3) \cdot x(13) = 0$$

汚泥固形物に関する物質収支

$$\begin{aligned} FE(13): & a(13, 1)x(2) \cdot x(15) + a(13, 2)x(13) \cdot x(15) \\ & + a(13, 3)x(1) + a(13, 4)x(15) + a(13, 5) = 0 \end{aligned}$$

・嫌気性消化を行わない場合

脱水ケーキ含水率と汚泥性状の関係

$$FE(11): a(11, 1)x(13) + a(11, 2) = 0$$

汚泥有機物に関する物質収支

$$FE(12): a(12, 1)x(13) \cdot x(14) + a(12, 2)x(13) + a(12, 3) = 0$$

汚泥固形物に関する物質収支

$$FE(13): a(13, 1)x(13) \cdot x(15) + a(13, 2)x(15) + a(13, 3) = 0$$

乾燥プロセス

乾燥汚泥量に関する乾燥機物質収支

$$\begin{aligned} FE(14): & a(14, 1)x(13) \cdot x(15) \cdot x(16) + a(14, 2)x(20) \cdot x(17) \\ & + a(14, 3)x(19) = 0 \end{aligned}$$

乾燥ケーキ量に関する乾燥機物質収支

$$FE(15): a(15, 1)x(13) \cdot x(15) + a(15, 2)x(18) \cdot x(20) + a(15, 3)x(20) = 0$$

乾燥汚泥、乾燥ケーキに関する物質収支

$$\begin{aligned} FE(16): & a(16, 1)x(15) \cdot x(16) + a(16, 2)x(15) + a(16, 3)x(19) \\ & + a(16, 4)x(20) = 0 \end{aligned}$$

乾燥空気、排ガスに関する物質収支

$$FE(17): a(17, 1)x(15) + a(17, 2)x(20) + a(17, 3)x(21) = 0$$

乾燥機回り熱収支

$$\begin{aligned} FE(18): & a(18, 1)x(13) \cdot x(15) \cdot x(16) + a(18, 2)x(15) \cdot x(16) \\ & + a(18, 3)x(17) \cdot x(19) + a(18, 4)x(19) + a(18, 5)x(21) \\ & + a(18, 6)x(11) = 0 \end{aligned}$$

乾燥スクラバー回り熱収支

$$FE(19): a(19, 1)x(21) + a(19, 2)x(23) = 0$$

乾燥汚泥量比の上限

$$FI(4): b(4, 1)x(16) + b(4, 2) \leq 0$$

乾燥汚泥含水率の下限

$$FI(5): b(5, 1)x(17) + b(5, 2) \leq 0$$

乾燥汚泥含水率の上限

$$FI(6): b(6, 1)x(13) + b(6, 2)x(17) + b(6, 3) \leq 0$$

焼却プロセス

理論燃焼空気量の関係

$$\begin{aligned} FE(20): & a(20, 1)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20) + a(20, 2)x(14) \cdot x(20) \\ & + a(20, 3)x(26) + a(20, 4)x(27) = 0 \end{aligned}$$

補助燃焼空気量の関係

+

+

$$FE(21):a(21,1)x(24) \cdot x(27)+a(21,2)x(21)+a(21,3)x(28)=0$$

燃焼排ガス水分量の関係

$$FE(22):a(22,1)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20)+a(22,2)x(14) \cdot x(20) \\ +a(22,3)x(18) \cdot x(20)+a(22,4)x(21)+a(22,5)x(26) \\ +a(22,6)x(28)+a(22,7)x(29)=0$$

燃焼排ガス酸素量の関係

$$FE(23):a(23,1)x(24) \cdot x(27)+a(23,2)x(27)+a(23,3)x(30)=0$$

燃焼排ガス窒素量の関係

$$FE(24):a(24,1)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20)+a(24,2)x(14) \cdot x(20) \\ +a(24,3)x(24) \cdot x(27)+a(24,4)x(26)+a(24,5)x(31)=0$$

燃焼排ガス CO₂ 量の関係

$$FE(25):a(25,1)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20)+a(25,2)x(14) \cdot x(20) \\ +a(25,3)x(26)+a(25,4)x(31)=0$$

燃焼排ガス SO_x 量の関係

$$FE(26):a(26,1)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20)+a(26,2)x(14) \cdot x(20) \\ a(26,3)x(26)+a(26,4)x(33)=0$$

焼却炉回り熱収支

$$FE(27):a(27,1)x(13) \cdot x(15) \cdot x(16)+a(27,2)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20) \\ +a(27,3)x(13) \cdot x(15)+a(27,4)x(14) \cdot x(20) \\ +a(27,5)x(15) \cdot x(16)+a(27,6)x(17) \cdot x(19) \\ +a(27,7)x(18) \cdot x(20)+a(27,8)x(25) \cdot x(21) \\ +a(27,9)x(25) \cdot x(28)+a(27,10)x(15)+a(27,11)x(19) \\ +a(27,12)x(20)+a(27,13)x(21)+a(27,14)x(26) \\ +a(27,15)x(28)+a(27,16)x(29)+a(27,17)x(30) \\ +a(27,18)x(31)+a(27,19)x(32)+a(27,20)x(33)=0$$

燃焼用空気予熱器熱収支

$$FE(28):a(28,1)x(21) \cdot x(25)+a(28,2)x(28) \cdot x(25)+a(28,3)x(21) \\ +a(28,4)x(28)+a(28,5)x(34)=0$$

炉床負荷設計式

$$FE(37):a(37,1)x(13) \cdot x(15) \cdot x(16)+a(37,2)x(14) \cdot x(18) \cdot x(20) \\ +a(37,3)x(13) \cdot x(15)+a(37,4)x(14) \cdot x(20) \\ +a(37,5)x(15) \cdot x(16)+a(37,6)x(17) \cdot x(19) \\ +a(37,7)x(21) \cdot x(25)+a(37,8)x(25) \cdot x(28)+a(37,9)x(15) \\ +a(37,10)x(19)+a(37,11)x(21)+a(37,12)x(26) \\ +a(37,13)x(28)+a(37,14)x(43)=0$$

燃焼空気比の下限

$$FI(7):b(7,1)x(24)+b(7,2) \leq 0$$

燃焼空気比の上限

$$FI(8):b(8,1)x(24)+b(8,2) \leq 0$$

燃焼用予熱空気温度の上限

$$FI(9):b(9,1)x(25)+b(9,2) \leq 0$$

+

+

排ガス処理プロセス

スクラバー回り熱収支

$$FE(29):a(29,1)x(29)+a(29,2)x(30)+a(29,3)x(31)+a(29,4)x(32) \\ +a(29,5)x(33)+a(29,6)x(36)=0$$

アルカリ吸収塔回り物質収支

$$FE(30):a(30,1)x(30)+a(30,2)x(31)+a(30,3)x(32)+a(30,4)x(33) \\ +a(30,5)x(37)=0$$

排ガス、白煙防止空気混合点における物質収支

$$FE(31):a(31,1)x(30) \cdot x(35)+a(31,2)x(31) \cdot x(35) \\ +a(31,3)x(32) \cdot x(35)+a(31,4)x(33) \cdot x(35) \\ +a(31,5)x(35) \cdot x(38)+a(31,6)x(30)+a(31,7)x(31) \\ +a(31,8)x(32)+a(31,9)x(33)+a(31,10)x(38)=0$$

白煙防止空気、排ガス混合の熱収支

$$FE(32):a(32,1)x(30) \cdot x(35)+a(32,2)x(31) \cdot x(35) \\ +a(32,3)x(32) \cdot x(35)+a(32,4)x(33) \cdot x(35) \\ +a(32,5)x(35) \cdot x(38)+a(32,6)x(30)+a(32,7)x(31) \\ +a(32,8)x(32)+a(32,9)x(33)+a(32,10)x(38)=0$$

白煙防止空気予熱器の熱収支

$$FE(33):a(33,1)x(38)+a(33,2)x(39)=0$$

廃熱ボイラ

・蒸気発電を行う場合

廃熱ボイラ回りの熱収支

$$FE(34):a(34,1)x(29)+a(34,2)x(30)+a(34,3)x(31)+a(34,4)x(32) \\ +a(34,5)x(33)+x(34,6)x(40)=0$$

蒸気収支

$$FE(35):a(35,1)x(11)+a(35,2)x(22)+a(35,3)x(34)+a(35,4)x(39) \\ +a(35,5)x(40)+a(35,6)x(41)=0$$

回収電力量の関係

$$FE(36):a(36,1)x(40)+a(36,2)x(41)+a(36,3)x(42)=0$$

・蒸気発電を行わない場合

廃熱ボイラ回りの熱収支

$$FE(34):a(34,1)x(29)+a(34,2)x(30)+a(34,3)x(31)+a(34,4)x(32) \\ +a(34,5)x(33)+a(34,6)x(40)=0$$

蒸気収支

$$FE(35):a(35,1)x(11)+a(35,2)x(22)+a(35,3)x(34)+a(35,4)x(39) \\ +a(35,5)x(40)+a(35,6)x(41)=0$$

a (i, j), b (i, j)

嫌気性消化プロセス

+

+

$$\begin{aligned}
a(1, 1) &= \mu_{\max} \\
a(1, 2) &= -1 \\
a(1, 3) &= -\mu_{\max} (TSSi - \alpha VSSi) \\
a(1, 4) &= TSSi - (1 + K_{md}/Li) \alpha VSSi \\
a(2, 1) &= \mu_{\max} \\
a(2, 2) &= -1 \\
a(2, 3) &= -\mu_{\max} (TDSi - \alpha VDSi) \\
a(2, 4) &= TDSi - (1 + K_{md}/Li) \alpha VDSi \\
a(3, 1) &= \mu_{\max} \\
a(3, 2) &= -1 \\
a(3, 3) &= -\mu_{\max} \{ (1 - \alpha) VSSi + \omega_2 Y \cdot Li \} \\
a(3, 4) &= (1 - \alpha) VSSi + \omega_2 Y \cdot Li - K_{md} (\alpha VSSi / Li - \omega_2 Y) \\
a(4, 1) &= \mu_{\max} \\
a(4, 2) &= -1 \\
a(4, 3) &= -\mu_{\max} (1 - \beta) VDSi \\
a(4, 4) &= VDSi \{ 1 - \beta (1 + K_{md}/Li) \} \\
a(5, 1) &= \mu_{\max} \\
a(5, 2) &= -1 \\
a(5, 3) &= \{ 0.35 / (0.65 \cdot 10^3) \} \cdot q (Li + K_{md})
\end{aligned}$$

+

$$\begin{aligned}
b(1, 1) &= -1 \\
b(1, 2) &= 5 \\
b(2, 1) &= 1 \\
b(2, 2) &= -30
\end{aligned}$$

消化ガス熱利用プロセス

$$\begin{aligned}
a(6, 1) &= \{ (0.95 - \eta_1) G_{gas} + 0.95 \cdot C (Q_{gd}) - C (Q_{ge}) \} / (T_{ww} - 0.95 \cdot T_{wc}) \\
a(6, 2) &= -1 \\
a(7, 1) &= \eta_1 \eta_2 G_{gas} / 860 \\
a(7, 2) &= -1 \\
a(8, 1) &= 24 (0.916 \cdot T_{di} - 15) \cdot 4.66 \cdot q^{0.669} / Ci / q \\
a(8, 2) &= -1 \\
a(8, 3) &= T_{di} \\
a(9, 1) &= 1 \\
a(9, 2) &= Ci \cdot q \\
a(9, 3) &= -0.95 \cdot Trw \\
a(9, 4) &= -0.95 \cdot Ci \cdot q \cdot T_{sl} \\
a(10, 1) &= 0.95 \cdot Ci \cdot q \\
a(10, 2) &= -Ci \cdot q \\
a(10, 3) &= 0.95 \cdot I_3 - I_2 \\
b(3, 1) &= -1 \\
b(3, 2) &= -30
\end{aligned}$$

脱水プロセス

+

+

・嫌気性消化を行う場合

$$a(11, 1) = Ci \cdot 10^{-4} \cdot c_2$$

$$a(11, 2) = -1/10^4$$

$$a(11, 3) = 1$$

$$a(11, 4) = -100$$

$$a(12, 1) = 100$$

$$a(12, 2) = -1$$

$$a(12, 3) = 1$$

$$a(12, 4) = -10^4$$

$$a(13, 1) = 1$$

$$a(13, 2) = -10^4$$

$$a(13, 3) = q$$

$$a(13, 4) = TSS_2$$

$$a(13, 5) = -q \cdot TSS_2$$

・嫌気性消化を行わない場合

$$a(11, 1) = 1$$

$$a(11, 2) = -\{100 - Ci(TSSi/10^4)^{c_2} + TDS/10^4\}$$

$$a(12, 1) = 100 \cdot TSSi$$

$$a(12, 2) = -10^4 \cdot VSSi$$

$$a(12, 3) = TDSi \cdot VSSi - TSSi \cdot VDSi$$

$$a(13, 1) = 10^4$$

$$a(13, 2) = -(TDSi + TSSi)$$

$$a(13, 3) = -q(TSSi - TSS_2)$$

乾燥プロセス

$$a(14, 1) = 10^3$$

$$a(14, 2) = 1$$

$$a(14, 3) = -100$$

$$a(15, 1) = 10^3$$

$$a(15, 2) = 1$$

$$a(15, 3) = -100$$

$$a(16, 1) = 10^3$$

$$a(16, 2) = -10^3$$

$$a(16, 3) = -1$$

$$a(16, 4) = 1$$

$$a(17, 1) = 1000$$

$$a(17, 2) = -1$$

$$a(17, 3) = -\{10 \cdot Hs_{(Tdg)} - 0.7 \cdot Hs_{(20)} - 9 \cdot Hs_{(Tsg)}\}$$

$$a(18, 1) = 0.95 \cdot 7 \cdot Tf$$

$$a(18, 2) = -950 \cdot Tf$$

$$a(18, 3) = 0.007 \cdot Tfs$$

$$a(18, 4) = 0.3 \cdot Tfs$$

+

+

$$a(18, 5) = \Sigma [C(Qdgj) - 0.95\{C(Qdaj) + 0.9 \cdot C(Qsgj)\}]$$

$$a(18, 6) = -(0.95 \cdot I_3 - I_2)$$

$$a(19, 1) = [\Sigma \{0.95 \cdot C(Qdgj) - C(Qsgj)\} - 10 \cdot Tw_{C_2} \{H_{(Tdg)} - H_{(Tsg)}\}] \\ / (Tw_{C_2} - 0.95 \cdot Tw_{C_1})$$

$$b(4, 1) = 1$$

$$b(4, 2) = -1$$

$$b(5, 1) = -1$$

$$b(5, 2) = 30$$

$$b(6, 1) = 1$$

$$b(6, 2) = 1$$

$$b(6, 3) = -100$$

焼却プロセス

$$a(20, 1) = \{8 \cdot CO_1 - CO_2 + (32/12)CO_4 + CO_5\} / 2330$$

$$a(20, 2) = -\{8 \cdot CO_1 - CO_2 + (32/12)CO_4 + CO_5\} / 23.3$$

$$a(20, 3) = -[\{8 \cdot CO_{ol1} - CO_{ol2} + (32/12)CO_{ol4} + CO_{ol5}\} / 0.233] C(CO_{ol})$$

$$a(20, 4) = 1$$

$$a(21, 1) = 1$$

$$a(21, 2) = -1$$

$$a(21, 3) = -1$$

$$a(22, 1) = 0.009 \cdot CO_1$$

$$a(22, 2) = -0.09 \cdot CO_1$$

$$a(22, 3) = -0.01$$

$$a(22, 4) = -Hs_{(Tsg)}$$

$$a(22, 5) = -\{9 \cdot CO_{ol1} \cdot C(CO_{ol}) + 0.01 \cdot W_{ol}\}$$

$$a(22, 6) = -0.7 \cdot Hs_{(200)}$$

$$a(22, 7) = 1$$

$$a(23, 1) = 0.223$$

$$a(23, 2) = -0.233$$

$$a(23, 3) = -1$$

$$a(24, 1) = CO_3 / 10^4$$

$$a(24, 2) = -0.01 \cdot CO_3$$

$$a(24, 3) = -0.767$$

$$a(24, 4) = -CO_{ol3} \cdot C(CO_{ol})$$

$$a(24, 5) = 1$$

$$a(25, 1) = (44/12 \cdot 10^4) CO_4$$

$$a(25, 2) = -(44/1200) CO_4$$

$$a(25, 3) = -(44/12) CO_{ol4} \cdot C(CO_{ol})$$

$$a(25, 4) = 1$$

$$a(26, 1) = (64/32 \cdot 10^4) CO_5$$

$$a(26, 2) = -(64/3200) CO_5$$

$$a(26, 3) = -(64/32) CO_{ol5} \cdot C(CO_{ol})$$

+

+

+

$$\begin{aligned}
a(26, 4) &= 1 \\
a(27, 1) &= 0.9 \cdot 7 \cdot T_f \\
a(27, 2) &= -(0.9 \cdot G_{co} + Cas \cdot Teg) / 10^4 \\
a(27, 3) &= -0.9 \cdot 7 \cdot T_f \\
a(27, 4) &= 0.01(0.9 \cdot G_{co} + Cas \cdot Teg) \\
a(27, 5) &= -0.9 \cdot 1000 \cdot T_f \\
a(27, 6) &= 0.9 \cdot 0.007 \cdot T_{fs} \\
a(27, 7) &= 0.01 \cdot Cas \cdot Teg \\
a(27, 8) &= 0.9 \cdot C(Qsa_{10}) \\
a(27, 9) &= 0.9 \cdot C(Qsa_{11}) \\
a(27, 10) &= 0.9 \cdot 1000 \cdot T_f \\
a(27, 11) &= 0.9 \cdot 0.3 \cdot T_{fs} \\
a(27, 12) &= -Cas \cdot Teg \\
a(27, 13) &= 0.9 \cdot C(Qsa_{20}) \\
a(27, 14) &= \{0.9 \cdot G_{ol} \cdot C(CO_{ol}) - Cas \cdot Teg \cdot C(Ash) + 9\} \\
a(27, 15) &= 0.9 \cdot C(Qsa_{21}) \\
a(27, 16) &= -(C_{p(Teg)1} \cdot Teg + I_1) \\
a(27, 17) &= -C_{p(Teg)2} \cdot Teg \\
a(27, 18) &= -C_{p(Teg)3} \cdot Teg \\
a(27, 19) &= -C_{p(Teg)4} \cdot Teg \\
a(27, 20) &= -C_{p(Teg)5} \cdot Teg \\
a(28, 1) &= C(Qsa_{10}) \\
a(28, 2) &= C(Qsa_{11}) \\
a(28, 3) &= C(Qsa_{20}) - 0.095\{C(Qsg_1) + C(Qsg_2)\} \\
a(28, 4) &= C(Qsa_{21}) - 0.95\{C(Qsg_1) + C(Qsg_2)\} \\
a(28, 5) &= -(0.95 \cdot I_3 - I_2) \\
a(37, 1) &= 0.7 \cdot T_f \\
a(37, 2) &= -G_{co} / 10^4 \\
a(37, 3) &= -7 \cdot T_f \\
a(37, 4) &= 0.01 \cdot G_{co} \\
a(37, 5) &= -1000 \cdot T_f \\
a(37, 6) &= 0.007 \cdot T_{fs} \\
a(37, 7) &= C(Qsa_{10}) \\
a(37, 8) &= C(Qsa_{11}) \\
a(37, 9) &= 1000 \cdot T_f \\
a(37, 10) &= 0.3 \cdot T_{fs} \\
a(37, 11) &= C(Qsa_{20}) \\
a(37, 12) &= G_{col} \cdot C(CO_{ol}) + 10 \\
a(37, 13) &= C(Qsa_{21}) \\
a(37, 14) &= -35 \cdot 10^4 \cdot 24 \\
b(7, 1) &= -1
\end{aligned}$$

+

+

$$b(7, 2) = 1.30$$

$$b(8, 1) = 1$$

$$b(8, 2) = -2.00$$

$$b(9, 1) = 1$$

$$b(9, 2) = -150$$

排ガス処理プロセス

$$a(29, 1) = 0.95 \{ C_{p(Twhb)1} \cdot Twhb + I_1 \} - Twc_4$$

$$a(29, 2) = 0.95 \cdot C_{p(Twhb)2} \cdot Twhb - C(Qesg_{12}) - (I_1 - Twc_4) \cdot Hs(Tesg)$$

$$a(29, 3) = 0.95 \cdot C_{p(Twhb)3} \cdot Twhb - C(Qesg_{13}) - (I_1 - Twc_4) \cdot Hs(Tesg)$$

$$a(29, 4) = 0.95 \cdot C_{p(Twhb)4} \cdot Twhb - C(Qesg_{14}) - (I_1 - Twc_4) \cdot Hs(Tesg)$$

$$a(29, 5) = 0.95 \cdot C_{p(Twhb)5} \cdot Twhb - C(Qesg_{15}) - (I_1 - Twc_4) \cdot Hs(Tesg)$$

$$a(29, 6) = -(Twc_4 - 0.95 \cdot Twc_3)$$

$$a(30, 1) = k \{ Hs(Tesg) / 18 + 1 / 32 \}$$

$$a(30, 2) = k \{ Hs(Tesg) / 18 + 1 / 28 \}$$

$$a(30, 3) = k \{ Hs(Tesg) / 18 + 1 / 44 \}$$

$$a(30, 4) = k \{ Hs(Tesg) / 18 + 1 / 18 \}$$

$$a(30, 5) = -1$$

$$a(31, 1) = 0.0004729$$

$$a(31, 2) = 0.0004729$$

$$a(31, 3) = 0.0004729$$

$$a(31, 4) = 0.0004729$$

$$a(31, 5) = 0.0004729$$

$$a(31, 6) = -\{ Hs(Tesg) - 0.002639 \}$$

$$a(31, 7) = -\{ Hs(Tesg) - 0.002639 \}$$

$$a(31, 8) = -\{ Hs(Tesg) - 0.002639 \}$$

$$a(31, 9) = -0.1 \{ Hs(Tesg) - 0.002639 \}$$

$$a(31, 10) = -\{ 0.7 \cdot Hs(20) - 0.002639 \}$$

$$a(32, 1) = C(Z_2)$$

$$a(32, 2) = C(Z_3)$$

$$a(32, 3) = C(Z_4)$$

$$a(32, 4) = C(Z_5)$$

$$a(32, 5) = C(Z_6)$$

$$a(32, 6) = -C(Qalg_{12})$$

$$a(32, 7) = -C(Qalg_{13})$$

$$a(32, 8) = -C(Qalg_{14})$$

$$a(32, 9) = -C(Qalg_{15})$$

$$a(32, 10) = -C(Qwh_1)$$

$$a(33, 1) = \{ C(Qwh_1) - 0.95 \cdot C(Qwg_1) + 0.035 \cdot I_1 \cdot Hs(20) \} / (0.95 \cdot I_3 - I_2)$$

$$a(33, 2) = -1$$

廃熱回収プロセス

・蒸気発電を行う場合

+

+

$$\begin{aligned}
a(34, 1) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)1} \cdot Teg - C_{p(Twhb)1} \cdot Twhb - 0.05 \cdot I_1 \\
a(34, 2) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)2} \cdot Teg - C_{p(Twhb)2} \cdot Twhb \\
a(34, 3) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)3} \cdot Teg - C_{p(Twhb)3} \cdot Twhb \\
a(34, 4) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)4} \cdot Teg - C_{p(Twhb)4} \cdot Twhb \\
a(34, 5) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)5} \cdot Teg - C_{p(Twhb)5} \cdot Twhb \\
a(34, 6) &= -(I_{max} - 0.95 \cdot I_4) \\
a(35, 1) &= 1 \\
a(35, 2) &= 1 \\
a(35, 3) &= 1 \\
a(35, 4) &= 1 \\
a(35, 5) &= -1 \\
a(35, 6) &= 1 \\
a(36, 1) &= I_{max} - I_3 \\
a(36, 2) &= I_3 - I_5 \\
a(36, 3) &= -860 / (\mu_1 \cdot \mu_2)
\end{aligned}$$

・蒸気発電を行わない場合

$$\begin{aligned}
a(34, 1) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)1} \cdot Teg - C_{p(Twhb)1} \cdot Twhb - 0.05 \cdot I_1 \\
a(34, 2) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)2} \cdot Teg - C_{p(Twhb)2} \cdot Twhb \\
a(34, 3) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)3} \cdot Teg - C_{p(Twhb)3} \cdot Twhb \\
a(34, 4) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)4} \cdot Teg - C_{p(Twhb)4} \cdot Twhb \\
a(34, 5) &= 0.95 \cdot C_{p(Teg)5} \cdot Teg - C_{p(Twhb)5} \cdot Twhb \\
a(34, 6) &= -(I_3 - 0.95 \cdot I_4) \\
a(35, 1) &= 1 \\
a(35, 2) &= 1 \\
a(35, 3) &= 1 \\
a(35, 4) &= 1 \\
a(35, 5) &= -1 \\
a(35, 6) &= 1
\end{aligned}$$

+

+

+

設計変数およびシステム変数の一覧

	変 数 名	内 容	単 位
X (1)	TSS	流出汚泥浮遊性固形物濃度	(mg/ℓ)
X (2)	TDS	流出汚泥溶解性固形物濃度	(mg/ℓ)
X (3)	VSS	流出汚泥浮遊性有機物濃度	(mg/ℓ)
X (4)	VDS	流出汚泥溶解性有機物濃度	(mg/ℓ)
X (5)	Gas	消化ガス発生量	(Nm^3/day)
X (6)	TD	滞 留 時 間	(day)
X (7)	T_1	汚泥熱交換器出口の汚泥温度	($^{\circ}\text{C}$)
X (8)	T_{wcr}	汚泥熱交換器の温排水温度	($^{\circ}\text{C}$)
X (9)	T_2	蒸気加熱器出口の汚泥温度	($^{\circ}\text{C}$)
X (10)	KW_1	回 収 電 力 量	(kwh/day)
X (11)	X_1	消化槽加熱用蒸気量	(kg/day)
X (12)	WC	ガスエンジン冷却水量	(kg/day)
X (13)	TS	脱水ケーキ固形物分率	(%)
X (14)	VS	脱水ケーキ有機物分率	(%)
X (15)	q_1	脱水ケーキ量	(ton/day)
X (16)	F	乾燥汚泥量	(-)
X (17)	W_1	乾燥汚泥含水率	(%)
X (18)	W	乾燥ケーキ含水率	(%)
X (19)	S_1	乾燥汚泥量	(kg/day)
X (20)	S	乾燥ケーキ量	(kg/day)
X (21)	DA	乾燥用追加乾き空気量	(kg/day)
X (22)	X_2	乾燥用蒸気量	(kg/day)
X (23)	WC_1	除湿スクラバー冷却水量	(kg/day)
X (24)	M	空 気 比	(-)
X (25)	T_{sah}	燃焼用空気温度	($^{\circ}\text{C}$)
X (26)	OL	重油消費量	(kg/day)
X (27)	AIR	理論空気量	(kg/day)
X (28)	AG	補助乾き空気量	(kg/day)
X (29)	EG_1	排ガス水分量	(kg/day)
X (30)	EG_2	排ガス酸素量	(kg/day)
X (31)	EG_3	排ガス窒素量	(kg/day)
X (32)	EG_4	排ガス二酸化炭素量	(kg/day)
X (33)	EG_5	排ガス二酸化硫黄量	(kg/day)
X (34)	X_3	燃焼用空気予熱用蒸気量	(kg/day)
X (35)	Tex	ストックガス温度	($^{\circ}\text{C}$)
X (36)	WC_3	排ガスクラバー冷却水量	(kg/day)
X (37)	WC_5	カセイソーダ量	(kg/day)
X (38)	WG	白煙防止用乾き空気量	(kg/day)
X (39)	X_4	白煙防止用蒸気量	(kg/day)
X (40)	X	回 収 蒸 気 量	(kg/day)
※ ₁ X (41)	X_5	余 剰 蒸 気 量	(kg/day)
	X_6	復 水 量	(kg/day)
X (42)	KW_2	復水タービン回収電力量	(kwh/day)
X (43)	AIN	焼却炉床面積	(m^2)

※₁ : 復水タービンにより電力回収を行わない場合には $X(40) = X_5$, 電力回収を行う場合には $X(40) = X_6$ とする。

+



図 A. 2 No. 2 直接脱水焼却灰溶融(高分子薬注)システム

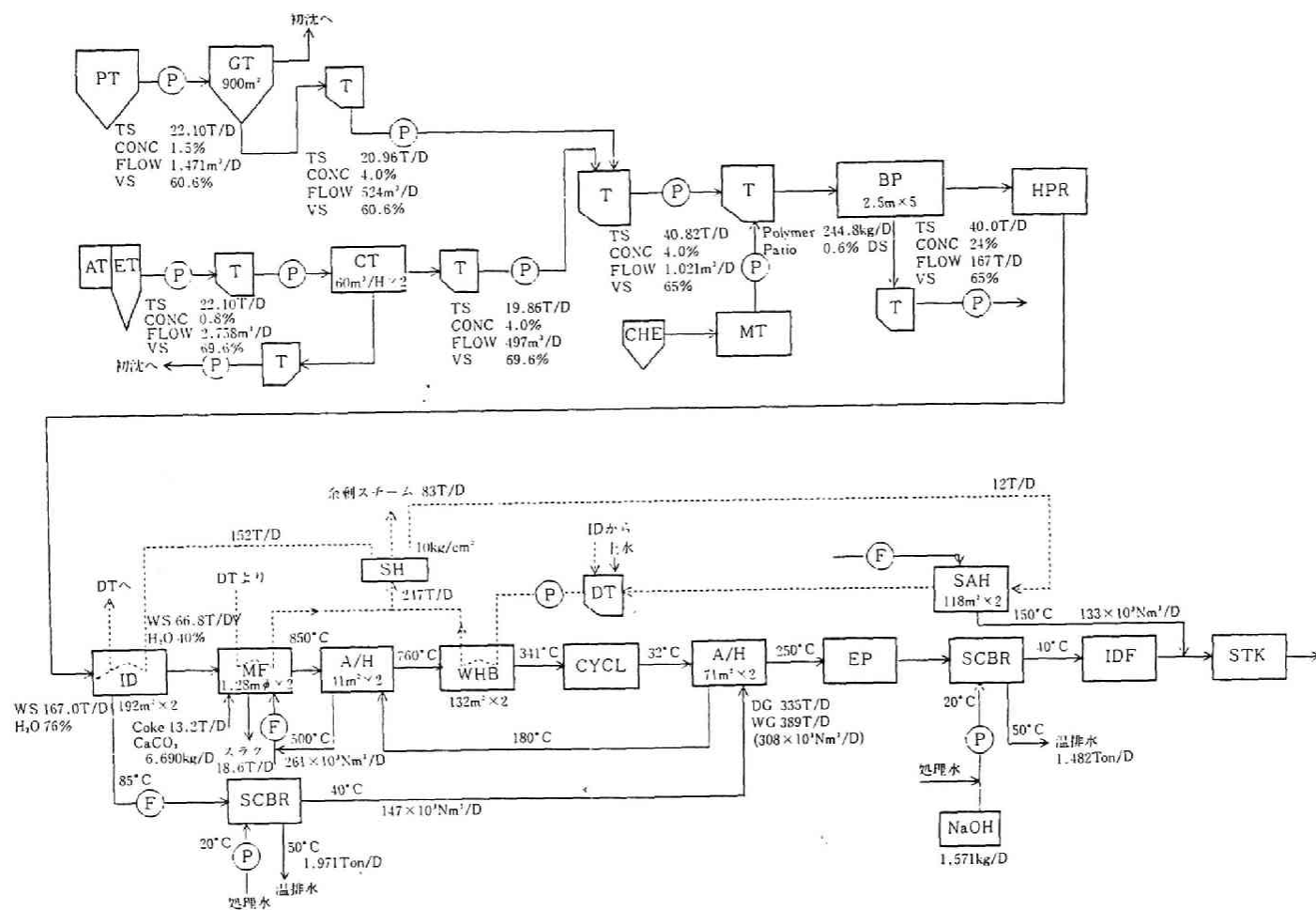


図 A. 2 No. 3 直接脱水熔融(高分子薬注)システム



— 164 —



☒ A. 2 No. 5 熱処理脱水溶融システム

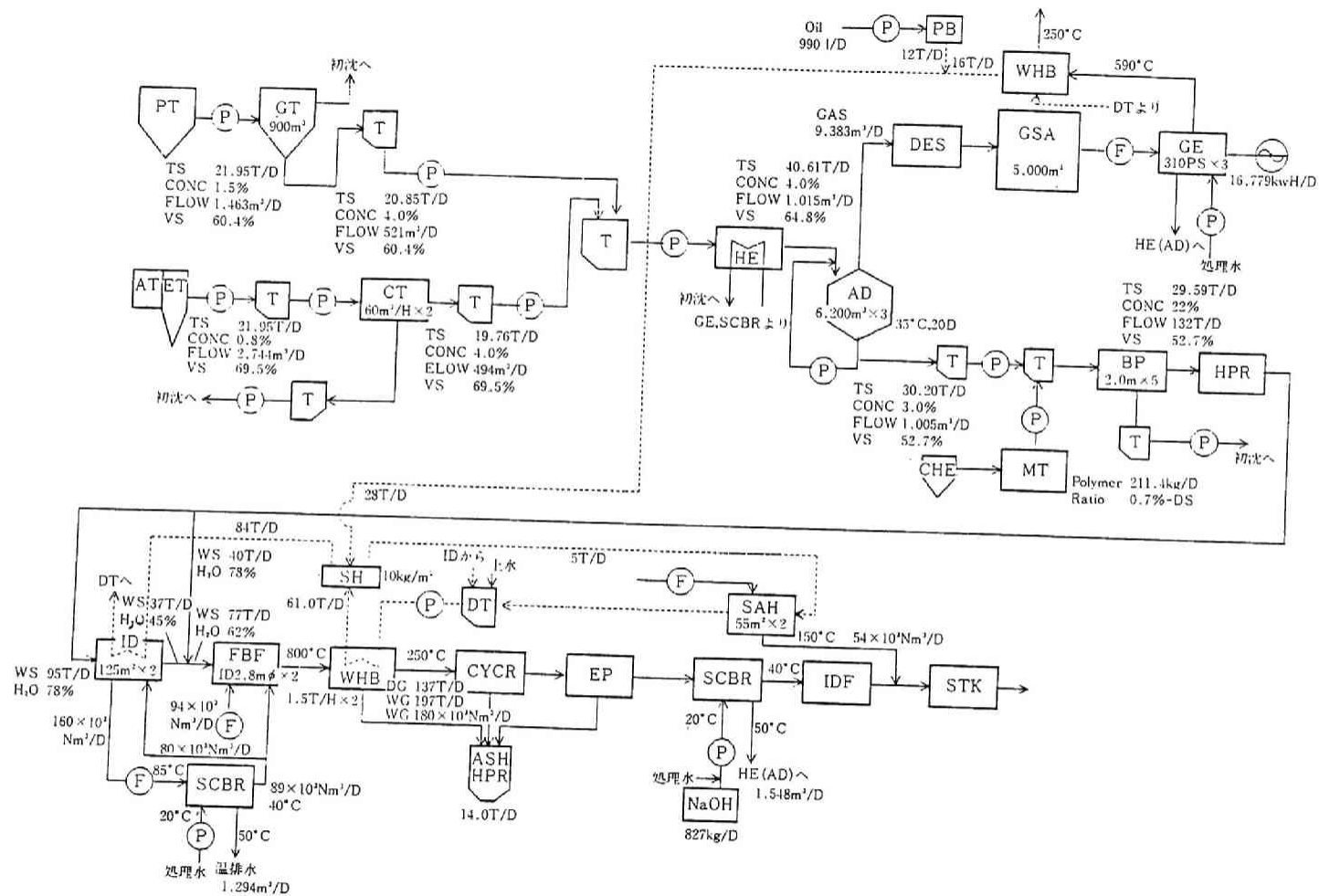


図 A. 2 No. 6 消化脱水焼却(高分子薬注)システム



図 A. 2 No. 7 消化脱水溶融(高分子薬注)システム

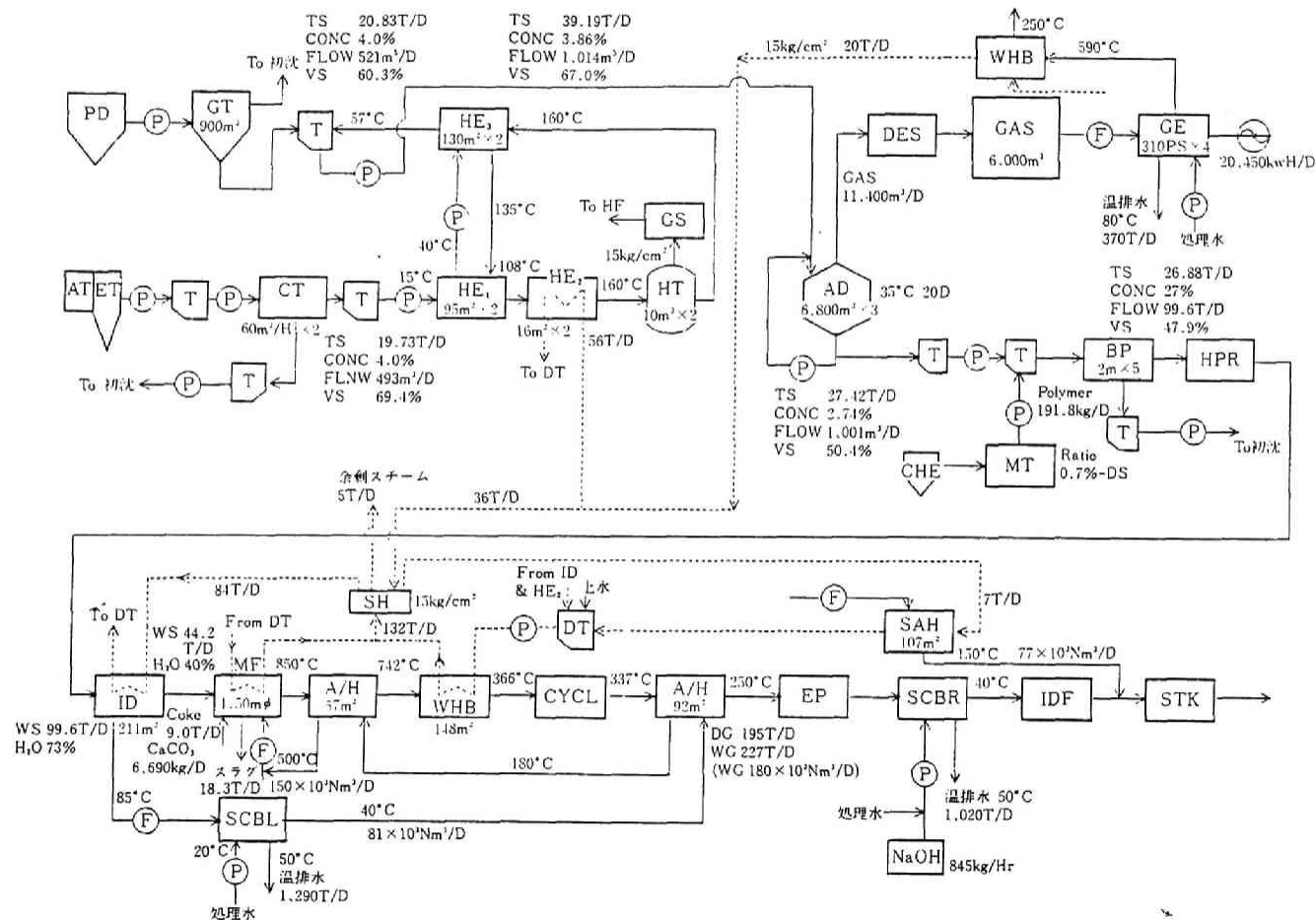


図 A. 2 No. 8 熱変性消化脱水溶融(高分子薬注)システム

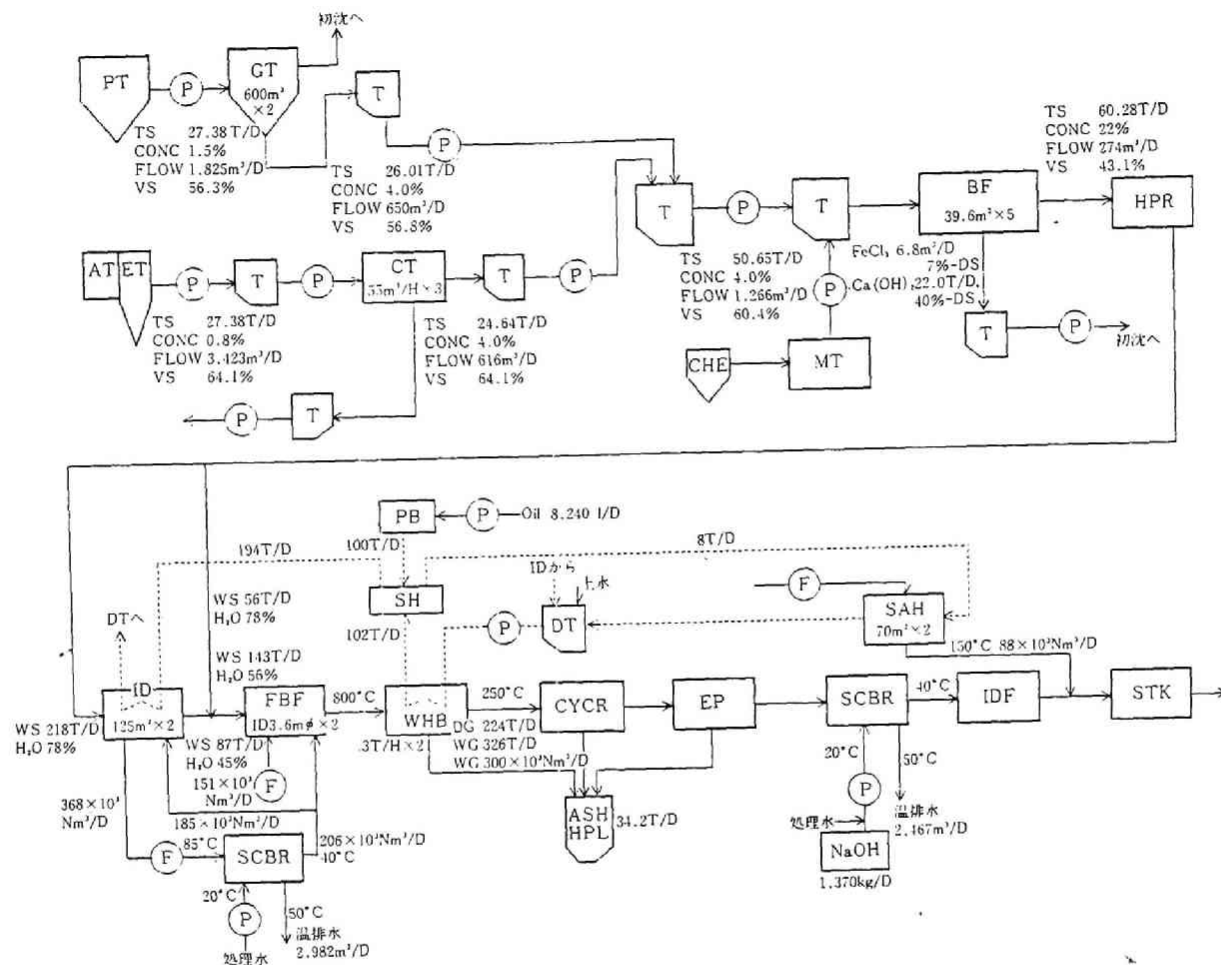


図 A. 2 No. 9 直接脱水焼却(石灰薬注)システム



図 A. 2 No.10 直接脱水焼却灰溶解(石灰薬注)システム



図 A. 2 No.11 直接脱水溶融(石灰薬注)システム

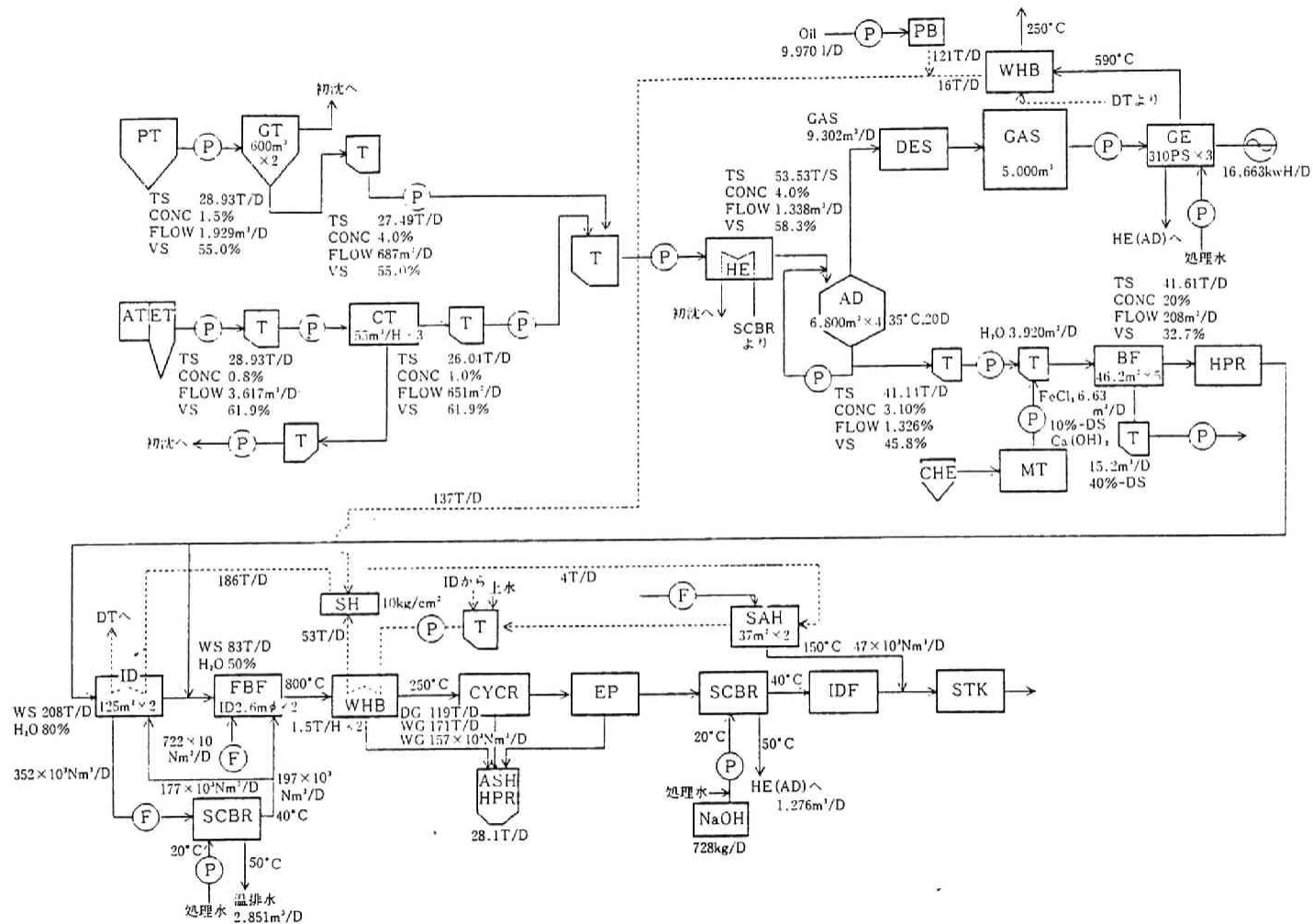


図 A. 2 No.12 消化脱水焼却(石灰薬注)システム

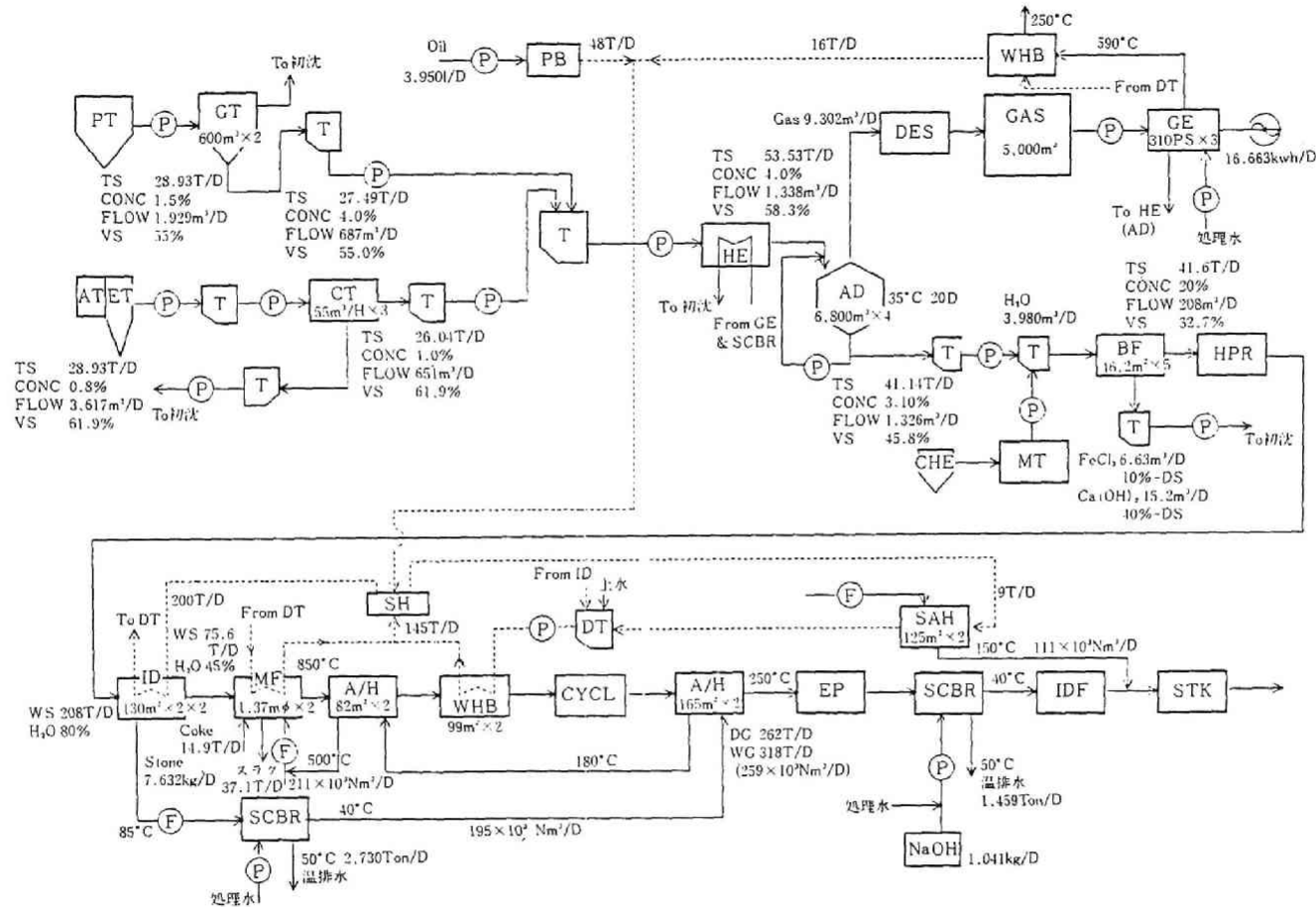


図 A. 2 No.13 消化脱水溶融(石灰薬注)システム

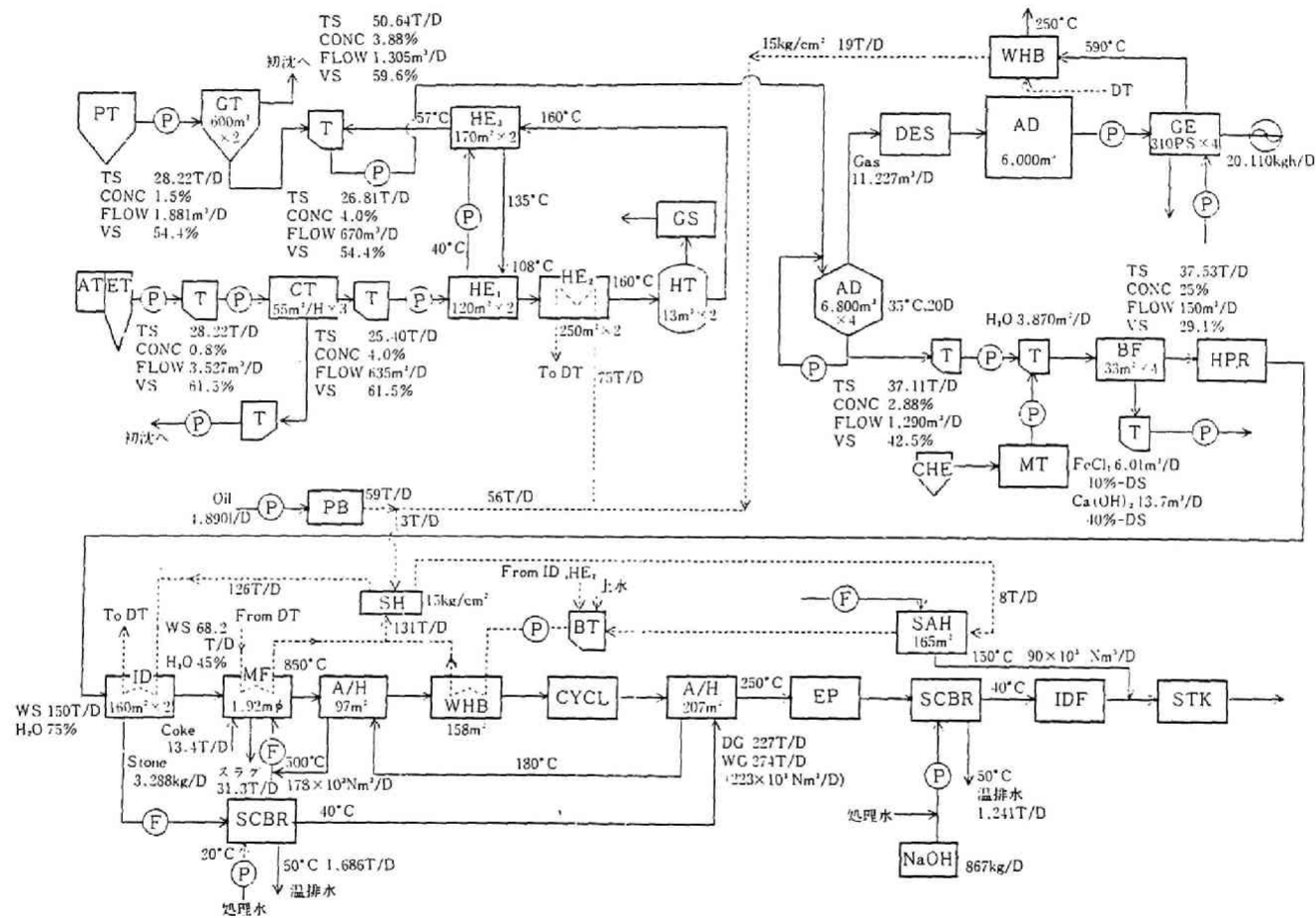


図 A. 2 No.14 熱変性消化脱水溶融(石灰薬注)システム

+

システムフロー 略号一覧

PT：最初沈殿池	FBF：流動焼却炉
AT：曝気槽	MF：熔融炉
ET：最終沈殿槽	MM：マイクロ波熔融炉
GT：重力濃縮槽	A/H：空気予熱器
TH：濃縮槽	ASH HPR：灰ホッパー
CT：遠心濃縮槽	CYCL：サイクロン
HT：熱処理反応槽	EP：電気集塵機
HE：熱交換器	SCBR：スクラバー
COOL：冷却器	IDF：誘引通風機
GS：ガスセパレータ	STK：煙突
AD：嫌気性消化槽	SAH：蒸気型空気予熱器
DES：脱硫塔	NaOH：苛性ソーダ槽
GAS：ガスタンク	SH：スチームヘッダー
GE：ガスエンジン	T：タンク
WHB：廃熱ボイラ	MT：混合槽
PB：パッケージボイラ	NT：中和槽
BP：ベルトプレス脱水機	DT：ドレンタンク
PF：加圧脱水機	CHE：薬品槽
BF：真空脱水機	P：ポンプ
HPR：ホッパー	F：ファン
ID：間接型蒸気乾燥機	

+

+

